



INSTITUTO TECNOLÓGICO DE COSTA RICA
ESCUELA DE INGENIERÍA ELECTROMECÁNICA
COMPAÑÍA NUMAR.

PROYECTO:

**“VERIFICACIÓN Y OPTIMIZACIÓN DE LA RED VAPOR Y RETORNO DE
CONDENSADO DE LAS SECCIONES 1 Y 2 DE REFINERÍA DE LA PLANTA DE
PROCESO DEL GRUPO AGROINDUSTRIAL *NUMAR* EN BARRIO CUBA.”**

**Informe de Proyecto de Graduación para optar por el grado de Licenciatura en
Ingeniería en Mantenimiento Industrial**

Asesor Académico:

Ing. Oscar Bastos M.

Asesor Industrial:

Ing. Adrián Fernández F.

Realizado por:

Wilberth Bolaños Bolaños.

Cartago, octubre de 2014



engineerscanada

**Escuela Acreditada por el
Canadian Engineering Accreditation Board (CEAB)**

Dedicatoria

A mi madre por que ha sido la principal motivación para seguir adelante en los momentos de flaqueza y por todos los sacrificios que de corazón ha hecho y que me han permitido llegar hasta aquí. A ti madre querida te dedico este triunfo.

Agradecimientos

A Dios por darme la fe y esperanza para seguir adelante y por haber puesto en mi camino a todas esas personas que han sido de gran apoyo y con quienes he compartido momentos de felicidad, tristeza, angustias y grandes logros.

Al Ing. Adrián Fernández mi asesor industrial, por ser mi guía en los primeros pasos frente a la industria.

Al Ing. Oscar Bastos mi profesor guía por ayudarme a culminar esta etapa tan importante.

A todos los compañeros del Grupo Agroindustrial NUMAR, que durante estos meses de práctica se convirtieron en más que compañeros, amigos.

A Andrea, Andrey, Angie, Cesar, Carlos, David, Felipe, Hazel, Jessenia, Jose Ma., Jonathan, Leonardo, Manuel, Orlando, Pablo, Stephie, Viviana y a todos esos amigos y personas que no he mencionado y que me han acompañado durante todos estos años.

A la niña de mis ojos, quien no ha querido que su nombre aparezca aquí y que sin saberlo, a la distancia ha sido siempre mi motivación para sonreír y seguir adelante.

TABLA DE CONTENIDO

CAPÍTULO 1.....	1
1. INTRODUCCIÓN.....	1
1.1. Síntesis histórica de la creación de la compañía <i>NUMAR</i>	1
1.2. Organización.....	2
1.3. Política integrada de inocuidad y ambiente de Planta NUMAR.	3
1.4. Ubicación de Planta NUMAR.	3
1.5. Justificación.	4
CAPÍTULO 2.....	6
2. VERIFICACIÓN Y OPTIMIZACIÓN DE LA RED VAPOR Y RETORNO DE CONDENSADO DE LAS SECCIONES 1 Y 2 DE REFINERÍA DE LA PLANTA DE PROCESO DEL GRUPO AGROINDUSTRIAL NUMAR EN BARRIO CUBA.	6
2.1. Objetivo General.	6
2.2. Objetivos Específicos.....	6
2.3. Reconocimiento de la red.....	7
2.4. Generalidades de las calderas.	8
2.5. Costo del vapor.....	8
2.6. Calentamiento de tuberías de aceite.....	9
CAPÍTULO 3.....	10
3. MARCO TEÓRICO.	10
3.1. Sistemas de vapor.	10
3.2. Generadores de vapor.	10
3.3. Componentes de un sistema de generación y distribución de vapor.	11
3.4. Vapor Saturado.....	11
3.5. Recuperación de condensados.....	12
3.6. Aislamiento de tuberías y accesorios.	13

3.6.1.	Disipación de calor en tuberías sin aislamiento.	13
3.6.2.	Disipación de calor en tuberías con aislamiento.	16
3.7.	Determinación del consumo de vapor en tanques.....	18
3.8.	Consumo de vapor en procesos de soplado.	19
3.9.	Consumo de vapor por calentamiento de tuberías de trasiego.....	20
3.9.1.	Mediante medición directa de condensado.	20
3.9.2.	Mediante el uso de tablas de condensación.	20
3.9.3.	Mediante recomendaciones en manuales de sistemas de trampeo.	21
CAPÍTULO 4.....		22
4.	OPORTUNIDADES DE MEJORA Y AHORRO DE ENERGÍA.....	22
4.1.	Proyectos de mejoras en la distribución:	22
	<i>Manifold</i> tanques 81 y 82:	22
	Tanque 51:.....	22
	Tanque de precapa:	23
	Trazado de tanques 41 y 81:.....	23
	Tubería bodega aislamiento de tanques:	23
	<i>Manifold</i> calderillas tachos 1 y 2:	23
	<i>Manifold</i> tanque verde:.....	24
4.2.	Cuantificación de las pérdidas por condensación.....	24
4.2.1.	Mediante el uso de tablas de emisión de calor.	24
4.2.2.	Mediante el cálculo de emisión de calor por convección y radiación.	25
4.3.	Dimensionamiento y verificación de tuberías.	26
4.4.	Tuberías por retirar.	26
CAPÍTULO 5.....		28
5.	PRESUPUESTO DE LOS PROYECTOS PROPUESTOS.	28

5.1. Tubo de hierro negro.....	28
5.2. Válvulas de bola para vapor.....	29
5.3. Flanger (bridas).....	29
5.4. Codos de hierro negro a 90°.....	30
5.5. Cañuela de fibra de vidrio.....	30
5.6. Trampas de vapor.....	30
5.7. Mano de obra.....	31
5.8. Costo total del proyecto.....	32
5.9. Retorno de la inversión.....	32
5.10. Valor Actual Neto y Tasa Interna de Retorno.....	33
CAPÍTULO 6.....	34
6. CONCLUSIONES.....	34
CAPÍTULO 7.....	35
7. RECOMENDACIONES.....	35
CAPÍTULO 8.....	36
8. BIBLIOGRAFÍA.....	36
CAPÍTULO 9.....	37
9. ANEXOS.....	37
9.1.1. Cálculo del consumo en venas de vapor.....	37
9.2. Consumo de vapor en procesos de soplado y mezcladores.....	39
9.3. Cálculo de las pérdidas por condensación.....	40
9.3.1. Determinación mediante recomendaciones de manuales de fabricantes de sistemas de trampeo.....	40
9.3.2. Determinación mediante cálculo de transferencia de calor por convección y radiación.....	43

Cuantificación de las pérdidas mediante cálculo de transferencia de calor por convección y radiación en exteriores para los proyectos propuestos.	46
9.4. Verificación de tuberías existentes y Cálculo de tuberías nuevas.	48
9.4.1. Cálculo de los diámetros recomendados.	50
9.5. Diagramas unifilares de los proyectos propuestos.	56
CAPÍTULO 10.	62
10. APÉNDICES.	62
10.1. Cotizaciones del aislamiento (TUBOCOBRE).	62
10.2. Cotizaciones del aislamiento (TUBOCOBRE).	63
10.3. Tabla de propiedades del vapor.	64
10.4. Condensación en tuberías aisladas ($\text{kg/m}^3\text{hr}$).	65
10.5. Condensación en tuberías sin aislar (W/m).	66
10.6. Características físicas de las tuberías (Factor de Superficie m^2m)	66
10.7. Conductividad térmica para algunos materiales.	67
10.8. Factor de transferencia de calor ($\text{kJ/hr} \cdot ^\circ\text{C} \cdot \text{m}^2$).	68
10.9. Características físicas de las tuberías (Diámetro y Espesor)	69
10.10. Propiedades físicas del aire a presión atmosférica.	70
10.11. Propiedades físicas del aire a presión atmosférica.	71

Tabla 3.1 Coeficientes para el cálculo de Nu	15
Tabla 3.2 Coeficientes para el cálculo de Nu.	18
Tabla 4.1. Pérdida anual de los proyectos propuestos según manuales.	25
Tabla 4.2. Pérdida anual de los proyectos propuestos, método teórico tubería en exteriores.4.3	26
Tabla 5.1 Cotización para tubería de hierro negro.	28
Tabla 5.2 Cotización válvulas de bola de paso completo para tubería de vapor, un solo cuerpo.	29
Tabla 5.3 Cotización para flanger soldable de tubería de hierro negro.....	29
Tabla 5.4 Cotización para codo soldable a 90° de tubería de hierro negro.....	30
Tabla 5.5 Cotización aislamiento de fibra de vidrio para tubería de vapor.	30
Tabla 5.6 Cotización trampas de condensado para vapor.....	31
Tabla 5.7 Cotización para la mano de obra.....	31
5.8. Inversión en insumos requeridos para el desarrollo del proyecto.	32
Tabla 5.9.Cálculo de Valor Actual Neto y Tasa Interna de Retorno.....	33
Tabla 9.1. Medición de condensados en trampas de manifolds de traceados 	38
Tabla 9.2. Comparación de los distintos métodos utilizados para determinación de consumo en las venas de vapor	39
Tabla 9.3. Consumo de vapor en sopladors y mezcladores, apertura a un cuarto.	39
Tabla 9.4. Cuantificación de las pérdidas del proyecto manifold tanque verde.....	40
Tabla 9.5. Cuantificación de las pérdidas del proyecto manifold tachos calderas 1 y 2.....	41
Tabla 9.6. Cuantificación de las pérdidas del proyecto manifold tanques 81 y 82.	41
Tabla 9.7. Cuantificación de las pérdidas del proyecto tanque 51.	42
Tabla 9.8. Cuantificación de las pérdidas del proyecto bodega aislamiento.	42
Tabla 9.9. Cuantificación de las pérdidas del proyecto traceado tanque 41 y 81..	42
Tabla 9.10. Cuantificación de las pérdidas del proyecto tanque precapa.	43
9.11. Flujo de calor (W/m) en tubería aislada y desnuda en exteriores para distintos diámetros.	43
Tabla 9.12. Cálculo del flujo de calor (W/m) mediante convección y radiación en tubería de 1" de diámetro, aislada en exteriores.	44

Tabla 9.13. Cálculo del flujo de calor (W/m) mediante convección y radiación en tubería de 1" de diámetro, sin aislar en exteriores.....	45
Tabla 9.14. Cuantificación de las pérdidas del proyecto manifold tanque verde....	46
Tabla 9.15. Cuantificación de las pérdidas del proyecto manifold calderas tachos 1 y 2.....	46
Tabla 9.16. Cuantificación de las pérdidas del proyecto manifold tanques 81 y 82.	47
Tabla 9.17. Cuantificación de las pérdidas del proyecto tanque 51.	47
Tabla 9.18. Cuantificación de las pérdidas del proyecto bodega aislamiento.	47
Tabla 9.19. Cuantificación de las pérdidas del proyecto traceado tanque 41 y 81.	48
Tabla 9.20. Cuantificación de las pérdidas del proyecto tanque precapa.	48
Tabla 9.21. Determinación del consumo de algunos tanques de refinería.....	49
Tabla 9.22. Consumo de vapor en los procesos del "manifold de tanques 2".	49
Tabla 9.23. Consumo de vapor en los procesos del "manifold tanques 51 y 82". .	50

INDICE DE ECUACIONES

Ecuación 2.1. Balance térmico vapor-bunker (costo del vapor).....	8
Ecuación 3.1. Calor perdido por no recuperación de condensado.....	12
Ecuación 3.2. Disipación de calor, tuberías sin aislar.....	13
Ecuación 3.3. Coeficiente de transferencia de calor de cilindros en exteriores. ..	13
Ecuación 3.4. Coeficiente de transferencia de calor por convección en exteriores.	14
Ecuación 3.5. Número de Reynolds.....	14
Ecuación 3.6. Numero de Nusselt.....	14
Ecuación 3.7. Número de Grashoff.....	14
Ecuación 3.8. Coeficiente de transferencia de calor por radiación. (Cengel & Boles, 2006).....	15
Ecuación 3.9. Comprobación de la temperatura superficial.....	15
Ecuación 3.10. Disipación de calor, tuberías aisladas.....	16
Ecuación 3.11. Consumo de vapor en tanques. (Balance de calor).	19
Ecuación 3.12. Calor perdido en fugas de vapor. (Armstrong Internacional.inc, 1998).....	19
Ecuación 3.13. Flujo de vapor por fugas.....	19
Ecuación 3.14. Metros de tubín por metro de tubería.....	20
Ecuación 3.15. Consumo de vapor en traceados. (Armstrong Internacional.inc, 1998).....	21

INDICE DE FIGURAS

Figura 1.1. Ubicación Secciones 1 y 2 de Refinería en Planta Numar.....	3
Figura 9.1. Dimensionamiento del ducto para el tanque 51.....	51
9.2. Dimensionamiento del ducto para el tanque 82.....	51
Figura 9.3 Dimensionamiento para el ducto del manifold tanques 51 y 86.	52
9.4. Dimensionamiento del ducto para los tanques 87 y 03.	52
9.5. Dimensionamiento del ducto para los mezcladores.....	53
9.6. Dimensionamiento del ducto para los tanques 34,35, 36, 37 y residuos.	53
Figura 9.7 Dimensionamiento para el ducto del manifold tanques 2.....	54
Figura 9.8 Dimensionamiento del ducto para los vacíos de planta betacaroteno.	54
9.9. Dimensionamiento del ducto para los tanques 98 y 99.	55
Figura 9.10 Dimensionamiento para el manifold de Betacaroteno y tanques 98 99.	55
Figura 9.5. Simbología y representación por color de tubería para los diagramas unifilares.	56
Figura 9.6. Diagrama unifilar del sub proyecto tanque de precapa.....	57
Figura 9.7. Diagrama unifilar del sub proyecto tanque verde.....	58
Figura 9.8. Diagrama unifilar del sub proyecto manifold calderillas tachos 1 y 2 ..	59
Figura 9.9. Diagrama unifilar de los sub proyectos manifold tanques 81 y 82 y tanque 51.....	60
Figura 9.10. Diagrama unifilar del sub proyecto tubería bodega aislamiento de tanques.....	61
Figura 9.11. Diagrama unifilar del sub proyecto traceados de tanques 41 y 81....	61
Figura 10.1. Cotización de aislamiento de fibra de vidrio de TUBOCOBRE.	62
Figura 10.2. Cotización de aislamiento de fibra de vidrio de HR SIVA.SA.....	63
Figura 10.3. Propiedades del vapor saturado.....	64
Figura 10.4. Condensación en tuberías aisladas.....	65
Figura 10.5. Condensación en tuberías de vapor sin aislamiento según diámetro y diferencial de temperatura.....	66
Figura 10.6. Características físicas de tuberías (factor de superficie)	66
Figura 10.7. Tabla de conductividad térmica para algunos materiales comunes. .	67

Figura 10.8. Curvas para pérdidas de calor.	68
Figura 10.9. Características físicas de tuberías (Diámetro y espesor).....	69
Figura 10.10. Propiedades físicas del aire a presión atmosférica.....	70
Figura 10.11. Conductividad del aislamiento según temperatura media.....	71

RESUMEN

El presente proyecto se realizó en la COMPAÑÍA NUMAR la cual se dedica a producir y distribuir aceites y grasas vegetales para consumo humano e industrial.

Este proyecto tiene como objetivo Verificar y optimizar el sistema de vapor y retorno de condensado de la sección de refinería de la planta de proceso ubicada en Barrio Cuba. Iniciando con un reconocimiento general de la red, seguido de un reconocimiento mas profundo e identificación de la red de vapor que alimenta a las secciones I y II de la planta de refinería, seguido de un levantamiento de planos del sistema de distribución de vapor y retorno de condensado de dichas secciones.

Se prosigue con un recabado de información referente a la operación de los equipos, en cuanto a frecuencia y tiempo de uso del vapor mediante consultas realizadas al personal de refinería entre ellos jefes, encargados y operarios de la misma. Además de recurrir a otros métodos para la determinación del consumo de algunos equipos, tales como la medición directa de condensado.

Conociendo el consumo de vapor que demandan los equipos se procede a la verificación del diseño actual mediante el uso del programa de cálculo para verificación de tuberías existentes disponibles en la página de spirax sarco, basando este dimensionamiento en la velocidad del fluido.

Durante el levantamiento de los planos se identificaron debilidades en la red de distribución de vapor las cuales se plantean como propuestas de ahorro de energía, estas se apoyaron en distintos métodos para cuantificar las pérdidas de energía debidas a la condensación de vapor en tuberías con y sin aislamiento.

Debido a la variación de los resultados al aplicar los distintos métodos se ha elegido plantear las propuestas de mejora o sub proyectos basándose en el método más conservador (mediante tablas de condensación y disipación de calor) según el cual el gasto anual de todos los proyectos es cercano a los ₡7.720.000, además se estima que el presupuesto requerido para implementar este proyecto

es aproximadamente ₡2.110.000; de aquí que el retorno de la inversión se daría en 0,273 años o bien 3,3 meses para lo que luego del cuarto mes se tendría un ahorro de más de 7,5 millones de colones.

Para el dimensionamiento de las tuberías nuevas en los sub proyectos propuestos se utilizó el programa de cálculo para dimensionado de tuberías nuevas disponibles en la página de spirax sarco, basando este dimensionamiento al igual que en la verificación, en la velocidad del fluido.

CAPÍTULO 1.

1. INTRODUCCIÓN.

1.1. Síntesis histórica de la creación de la compañía **NUMAR**.

¿Qué es *Numar*? Es una empresa dedicada a producir y distribuir aceites y grasas vegetales para consumo humano e industrial.

El desarrollo paulatino del grupo *Numar* se remonta a la década de los años 30, cuando la *United Fruit Company* se traslada al Pacífico húmedo e inicia la sustitución de los cultivos de banano, afectados por el “*Mal de Panamá*”, por cultivos de palma africana, cacao, reforestaciones de teca, implementación de módulos ganaderos y comercialización de granos básicos.

Con el cierre de sus fincas la compañía Bananera de Costa Rica impulsa y promueve el cultivo de Palma Aceitera en el país y se convierte en el principal suplidor de material genético para las siembras en América Latina.

Para el año de 1951 Richard Jhonson, estadounidense radicado en Costa Rica, fundó la Compañía *Numar American Brand*, con sede en Barrio Luján; el nombre se deriva de su primer producto *Nutritive Margarine*. Transcurre el tiempo y ocho años más tarde se adquieren los terrenos en Barrio Cuba, instalándose en ellos la planta productora denominada Compañía *Numar*.

El establecimiento y desarrollo de los cultivos de palma eliminó la importación de materias primas desde Malasia para la producción de mantecas y otros productos. En ese entonces existía en el país la fábrica de Aceites Garrido y Llovera, líderes en ese campo; al mismo tiempo se competía con productos como *Margarina Mirasol* de la empresa *Unilever* y *Nova/Blue Bonne* de *Panamerican Standard Brand*.

Poco a poco, *Numar* gana la preferencia del consumidor frente a margarina y al consolidarse en el mercado impulsa la diversificación de grasas y aceites

vegetales, destacándose la Manteca y el *Aceite Clover Brand*; así como la fabricación de insumos para la industria alimentaria y jabonera.

Numar expande su ámbito de acción al exportar sus productos a los países de Centroamérica, debido a la apertura del Mercado Común Centroamericano. En esta forma, *Clover Brand* y *Numar* se consolidan como marcas de prestigio dentro de la región.

Para el año 1965 la *United Fruit Company* compra la compañía *Numar* y se funda en Costa Rica el *Grupo Numar*, integrando varias empresas relacionadas con el cultivo, extracción, procesamiento y manufactura de grasas y aceites vegetales. Posteriormente, en el año 1995, el Grupo Numar es adquirido por un grupo de inversionistas costarricenses y extranjeros con amplia experiencia en la producción de grasas y aceites.

Los nuevos accionistas inician un plan agresivo de siembra de palma africana y de exportación de aceite de palma fuera de Centroamérica.

Actualmente el Grupo Numar está constituido por cuatro compañías.

- Compañía Numar
- Unimar
- Mercadeo Unido
- Palma tica

1 Extracto del material recopilado del departamento de recursos humanos de la compañía NUMAR.

1.2. Organización.

Por políticas de la empresa en cuanto a confidencialidad no ha sido posible incluir en este documento información acerca de la organización de esta, tampoco un organigrama de la misma.

1.3. Política integrada de inocuidad y ambiente de Planta NUMAR.

En planta Numar, productora de grasas y aceites vegetales y sus derivados, nos comprometemos a elaborar productos inocuos, que satisfagan las necesidades de nuestros clientes, en conformidad con la normativa y los objetivos de la empresa, la legislación ambiental y de inocuidad alimentaria aplicable.

Además, asegurarnos el seguimiento y suministro de los recursos necesarios y la minimización de nuestros impactos ambientales asociados, mediante el mejoramiento continuo de nuestros procesos. Para esto, contamos con un recurso humano involucrado, comprometido y motivado, mediante la comunicación y la capacitación continua.

1.4. Ubicación de Planta NUMAR.

Planta NUMAR está ubicada en la provincia de San José, Barrio Cuba, frente a la Clínica Moreno Cañas. Calle 20, desde avenida 20 hasta avenida 26.



Figura 1.1. Ubicación Secciones 1 y 2 de Refinería en Planta Numar

Fotografía tomada de: Google Maps, el 18 de octubre del 2014.

1.5. Justificación.

El *Grupo Numar* con más de sesenta años de operación en la planta de Barrio Cuba ha tenido un importante crecimiento durante estos años y al igual que muchas empresas que iniciaron sus operaciones en el área metropolitana han debido adaptarse al crecimiento industrial y demográfico de la misma. Por esa razón, con el paso del tiempo ha modificado sus procesos, delegando algunas funciones o parte de estas a otras plantas (Palmatica Quepos y Palmatica Coto 47). Estas en sus inicios estuvieran dedicadas simplemente a la extracción de aceite de palma; sin embargo, hoy realizan procesos de refinería de este y otros productos. También se ha optado por la obtención de materias primas mediante proveedores principalmente INOLASA.

Ejemplo de esto es el caso del aceite RBD del cual porcentajes importantes son adquiridos de estas otras plantas, según datos de operaciones para el mes de setiembre se produjo casi un 87% y se adquirió el restante 13% de INOLASA; mientras que para el mes de agosto estas cifras fueron de 67% y 33% respectivamente; dándose casos similares para los distintos productos. Esta situación ha dado como resultado la variación en la carga de trabajo de algunos sectores de la planta; además de una modificación importante a la sección de refinería hace un par de años, debido a la adquisición de nuevas tecnologías. Esto originó modificaciones en la antigua red y afectó, en cierta forma, la distribución en la demanda de vapor.

Asimismo, la empresa ha invertido en aislamientos térmicos, economizadores de proceso, mantenimiento del sistema de trampeo y recolección de condensados, control de fugas y cultura de ahorro por medio del sistema de Gestión Ambiental. Todo esto ha provocado una disminución importante en la demanda de vapor.

Además, se han realizado modificaciones dando prioridad al aprovechamiento de la red actual y de los materiales. Por otro lado, también se han mantenido secciones importantes sin cambios. Los planos de distribución de vapor no han sido actualizados con las modificaciones realizadas, ni con los nuevos consumos,

por lo que no ha sido posible llevar un seguimiento sobre las repercusiones en cuanto a la conservación óptima de energía en el proceso de transporte de vapor.

El vapor es de suma importancia, no solo en la sección de refinería, sino para la mayoría de los procesos de compañía *Numar*, ya que en esta apenas demanda consumo en promedio veintidós (22) semanas anuales, mientras que la caldera se mantiene en operación cincuenta y cuatro (54) semanas anuales, seis (6) días a la semana por tres (3) turnos diarios para cubrir las veinticuatro (24) horas.

Es entonces el vapor uno de los métodos de trabajo más importantes, a pesar de ser una tecnología que data de más de 400 años, además debido al elevado costo de la energía y su constante aumento, resulta competencia del ingeniero buscar y proponer mejoras posibles de implementar y las cuales ayuden a la conservación de la misma.

Por tanto, este proyecto pretende, mediante investigaciones y cálculos, verificar y plantear rediseños o modificaciones a la red de vapor, los cuales permitan realizar un mejoramiento de la distribución del vapor en las secciones I y II de refinería en la planta de Barrio Cuba del *Grupo Agroindustrial Numar*.

CAPÍTULO 2.

2. VERIFICACIÓN Y OPTIMIZACIÓN DE LA RED VAPOR Y RETORNO DE CONDENSADO DE LAS SECCIONES 1 Y 2 DE REFINERÍA DE LA PLANTA DE PROCESO DEL GRUPO AGROIDUSTRIAL NUMAR EN BARRIO CUBA.

2.1. Objetivo General.

Verificar y optimizar el sistema de vapor y retorno de condensado de la sección de refinería de la planta de proceso del *Grupo Numar* en Barrio Cuba.

2.2. Objetivos Específicos.

- Reconocer e Identificar la red de vapor que alimenta a la planta de refinería secciones I y II
- Realizar un levantamiento de planos del sistema de distribución de vapor y retorno de condensado de las secciones de refinería.
- Búsqueda de información referente a la operación de los equipos, en cuanto a frecuencia y tiempo de uso del vapor.
- Verificación del diseño actual con respecto a las necesidades reales de esta sección de la planta.
- Identificar debilidades como oportunidades de mejora en cuanto a ahorro de energía a fin de realizar propuestas que puedan ser implementadas.
- Cuantificar el ahorro al implementar este proyecto, el costo aproximado y el retorno de inversión del mismo.

2.3. Reconocimiento de la red.

Se inició con el estudio de la documentación de los procesos y reconocimiento de los equipos que estos utilizan, así como de los protocolos para paro de emergencia de la planta NUMAR. Luego, se realizó una visita guiada con el fin de reconocer la infraestructura, los equipos y los procesos de la documentación; y de obtener una familiarización con la planta.

Mediante el uso de planos antiguos se realizó el seguimiento e identificación de las ramificaciones de la red de vapor de las secciones I y II de refinería. Aunque las tuberías se encuentran debidamente identificadas por códigos de color se ha implementado el uso de etiquetas adhesivas como método temporal de identificación ya que el adhesivo con que las mismas cuentan se degrada rápidamente por la alta temperatura del aislante, sumado a la “contaminación” que maneja la planta y a los constantes procesos de lavado. Esta medida se tomó debido a que el proceso requiere de otras tuberías para trasiego de productos y a la complejidad de la red de vapor.

Se han encontrado múltiples cambios realizados a la red, que no han sido debidamente registrados en planos, lo cual sumado a la complejidad de la red, dificulta seriamente el seguimiento de las líneas de vapor, complica la labor de los mecánicos en caso de averías. Además, por las mejoras implementadas y la remoción de algunas ramificaciones se han dejado conectados a tuberías principales algunos “tramos muertos” o ramificaciones para suplir pequeñas demandas que podrían ser cubiertas desde otra tubería o ramal, lo cual resulta en importantes pérdidas de energía.

Para realizar un levantamiento de la red actual se ha utilizado como base los planos DISTRIBUCIÓN DE LINEAS DE VAPOR REFINERIA NIVEL I realizados por Bernal Rodríguez Q. en el año 2010, donde se documentan, dentro de lo posible, todas las modificaciones encontradas; además de incluir los tramos de tubería los cuales se recomiendan remover.

2.4. Generalidades de las calderas.

La planta cuenta con una caldera pirotubular de la marca Babcock operada con bunker y con capacidad de generación de vapor de 1000BHP (15.650,00kg/h) aproximadamente. Los parámetros de presión de esta se encuentran establecidos actualmente en 125psig (8,61bar), además, según auditorías anteriores, la misma tiene una eficiencia global de operación $\eta = 72\%$. A su vez, se cuenta con otra caldera de back up de la marca York Shipley, acuotubular y con capacidad de 800BHP (12.520,00kg/h) igualmente operada por bunker. Además, se cuenta con un medidor de flujo de vapor instalado en la distribución de vapor dentro del cuarto de calderas, mediante el cual se ha determinado que la planta actualmente consume en promedio 6000kg/h variando entre 4000 y 8000kg/h.

La planta en general opera de manera continua cincuenta y dos semanas al año, excepto domingos, mientras la sección de refinería es operada aproximadamente veintidós semanas en forma alterna, pero continúa durante la semana. Lo anterior resulta para esta sección en una operación anual de 3168 horas.

2.5. Costo del vapor.

Actualmente el costo del bunker está alrededor de los \$390 por litro y su densidad de 939kg/m³, esto da como precio aproximado 415\$/kg. Además, se tiene que su capacidad calórica másica es de 41282kJ/kg, lo cual sumado a la presión de operación de la caldera y la ayuda de tablas termodinámicas se obtiene que la entalpía específica de vapor a esa temperatura es de $h_g=2.771\text{kJ/kg}$. También, se conoce que en régimen estable el agua de alimentación de la caldera (BFW) tiene una temperatura de 55°C para la cual según las tablas termodinámicas de líquido sub enfriado para esa temperatura y bajo la presión atmosférica se tendrá una entalpía específica de 230kJ/kg, dando como diferencia $\Delta h=2540\text{kJ/kg}$. Con el análisis de estos datos, la eficiencia global de la caldera y la ecuación 2.1 se tiene que el costo del vapor es cercano a 35,5\$ por kg de vapor.

$$\$/\text{kg Vapor} = \frac{1}{\eta} \cdot (\Delta h/C_p) \cdot \$/\text{kg Bunker}$$

Ecuación 2.1. Balance térmico vapor-bunker (costo del vapor).

En términos de calor efectivo, tomando como parámetro regular la presión de 125psi (8,61Bar) el calor efectivo por kilogramo de vapor desde vapor saturado seco hasta líquido condensado o calor latente será 2022 kJ/kg con lo que según la relación $(\text{costo del vapor}/\Delta h) = \text{costo del calor}$. Se obtiene un costo de 17,7¢/MJ. (Colones por MegaJule).

2.6. Calentamiento de tuberías de aceite.

Debido a las características de las materias primas y requerimientos del proceso es necesario mantener las tuberías de trasiego a cierta temperatura para evitar el tuneo y la obstrucción de las mismas. Para esto es utilizado el calentamiento mediante traceados o venas de vapor que consisten en un tubín de cobre, el cual se enrolla alrededor de las tuberías a calentar, previo a la colocación de aislamientos de las mismas, así ambos quedan cubiertos para evitar pérdidas de energía hacia sus alrededores, y a la vez protegen al personal de posibles quemaduras por contacto con estos.

Los tubines, en su mayoría, se alimentan en grupos de aproximadamente diez, por *manifolds* ubicados en puntos estratégicos, desde donde se extienden por las tuberías aledañas hasta converger en su mayoría en *manifolds* de diez tubines. Ahí tienen en común una trampa, lo cual, aunque no corresponde con el diseño recomendado debido a posibles contrapresiones, ha dado buenos resultados según los operarios, sin la necesidad de realizar el trampeo a cada tubín de forma individual.

CAPÍTULO 3.

3. MARCO TEÓRICO.

En el siguiente capítulo se presentan los conceptos utilizados para el desarrollo del presente proyecto, a fin de facilitar al lector la comprensión del mismo y de lo que a temas de rediseño y verificación de sistemas de vapor respecta.

3.1. Sistemas de vapor.

Durante muchos años el vapor de agua como pocas otras tecnologías ha contribuido al desarrollo humano, por lo que sus mayores aportes se dieron a partir de la revolución industrial hasta convertirse en el fluido térmico más ampliamente utilizado. Lo que hace su empleo tan generalizado es un conjunto de características que lo hacen insustituible y entre las que cabe mencionar las siguientes:

- Materia prima de bajo costo y generalmente de fácil obtención.
- Temperaturas y presiones de empleo amplias y de fácil regulación.
- De fácil transporte y recuperación de desechos por tuberías.
- Elevados calor específico y calor de condensación.

3.2. Generadores de vapor.

Un generador de vapor consiste básicamente en un recipiente cerrado con el objetivo de producir vapor a partir de agua de alimentación, para lograr esto utiliza la energía proveniente de una fuente de calor, generalmente combustibles, los cuales, al ceder su energía, logran evaporar el agua a la presión de operación requerida por el sistema en el que se dará uso de ese vapor.

Estos generadores existen de varios tipos y formas, y son clasificados de distintas formas, entre ellas quizá las más importantes son las listadas a continuación:

- El tamaño o capacidad de generación de vapor
- Tipo de combustible utilizado como medio de generación
- Contenido de los tubos dentro de la caldera

Al seleccionar un generador de vapor se debe revisar que este cumpla algunos requerimientos, tales como:

- Satisfacer demanda de vapor: flujo, presión, temperatura, calidad (producción de potencia, calor, requerimientos de proceso).
- Eficiencia térmica: mantenerla en el rango de carga.
- Confiabilidad: alta disponibilidad.
- Costo: inicial, operación, mantenimiento y reparación.
- Impacto ambiental: límites de emisiones.

3.3. Componentes de un sistema de generación y distribución de vapor.

Entre los principales componentes de un sistema de generación y distribución de vapor pueden mencionarse:

- Generador de vapor (caldera) y sus auxiliares
- Tuberías de vapor
- Válvulas de regulación
- Equipos consumidores
 - Motores primarios: máquinas de vapor, turbinas.
 - Equipos de proceso: intercambiadores de calor, evaporadores, secadores, reactores, etc.
- Trampas de vapor, sellos barométricos
- Sistema de condensado: tuberías, tanques, bombas
- Sistema de agua de alimentación: tanques, bombas, calentadores
- Sistema de tratamiento de agua
- Instrumentación y sistemas de control

3.4. Vapor Saturado.

Vapor a la temperatura de ebullición del líquido. A esta temperatura se puede dar la mezcla de vapor con líquido, proporción a la cual se le llama calidad, denotándose así al porcentaje en masa de vapor presente en la mezcla. De tenerse solamente líquido a la presión de saturación se le conoce como líquido saturado, mientras que al existir solamente vapor a una temperatura mayor que la

de ebullición se le conocerá como vapor sobrecalentado. Este tiene múltiples aplicaciones, pero su producción requiere de un mayor costo de producción, además de equipos adicionales como sobrecalentadores para conseguir esas altas temperaturas.

3.5. Recuperación de condensados.

La no recuperación de condensados implica pérdidas bastante representativas, dejando de lado la pérdida debido a la constante reposición de agua de alimentación y a las pérdidas por tratamientos del agua de alimentación, tomando en cuenta solamente la pérdida anual de calor en el condensado desechado mediante la siguiente expresión.

$$Q_t = 3600 * Q_{cond} * (h_{f_{cond}} - h_{f_{BFW}}) * t * n$$

Ecuación 3.1. Calor perdido por no recuperación de condensado.

Donde:

Q_t = Calor perdido, kJ/año.

Q_{con} = Flujo de condensados no retornados, kg/s.

$h_{f_{cond}}$ = Entalpía de líquido saturado a la temperatura de los condensados, kJ/kg.

$h_{f_{BFW}}$ = Entalpía de líquido saturado a temperatura ambiente, kJ/kg.

t = tiempo de operación, h/año.

n = Eficiencia térmica de la caldera.

Estas pérdidas se deben al calor requerido para elevar la temperatura del agua de alimentación, dejando de lado otras pérdidas y la contaminación ambiental debido al mayor consumo de combustible y al desecho térmico de condensados a alta temperatura.

3.6. Aislamiento de tuberías y accesorios.

La importancia del aislamiento en las tuberías y accesorios yace en que este propicia la disminución de la pérdida de energía, además de evitar accidentes por quemaduras del personal y disminuye la temperatura del sitio de trabajo.

3.6.1. Disipación de calor en tuberías sin aislamiento.

Aunque se pudiese pensar que carece de importancia al ser algo poco tangible, la pérdida de calor a través de los ductos que transportan el vapor es cuantificable mediante múltiples métodos. La siguiente ecuación permite determinar la energía perdida en tuberías sin aislamiento.

$$q = \frac{\pi(t_f - t_a)}{\frac{1}{\alpha_i \cdot d_{int}} + \frac{1}{2 \cdot \lambda_p} \cdot \ln \frac{d_{ext}}{d_{int}} + \frac{1}{\alpha_e \cdot d_{ext}}}$$

Ecuación 3.2. Disipación de calor, tuberías sin aislar.

Donde:

q = Densidad de flujo de calor, W/m.

λ_p = Conductividad térmica de la pared del tubo, W/m·K.

α_i = Coeficiente de transferencia de calor en el interior de la tubería, W/m²·K.

α_e = Coeficiente de transferencia de calor en el exterior de la tubería, W/m²·K.

d_{ext} = Diámetro exterior del tubo, m.

d_{int} = Diámetro interior del tubo, m.

t_f = Temperatura del fluido de trabajo, °C.

t_a = Temperatura ambiente, °C.

Como aproximación se puede considerar que la temperatura del fluido de trabajo y de la pared interna del tubo son iguales, despreciando la resistencia térmica en el interior de la tubería ($1/\alpha_i \cdot d_{int}$).

$$\alpha_e = \alpha_{conv} + \alpha_{rad}$$

Ecuación 3.3. Coeficiente de transferencia de calor de cilindros en exteriores.

Donde:

α_{conv} = Coeficiente de transferencia de calor por convección, W/m²·K.

α_{rad} = Coeficiente de transferencia de calor por radiación, W/m²·K.

3.6.1.1. Cálculo del coeficiente de transferencia de calor por convección.

Tuberías en exteriores.

$$\alpha_{conv} = \frac{Nu_f \cdot \lambda_f}{d_{ext}}$$

Ecuación 3.4. Coeficiente de transferencia de calor por convección en exteriores.

Donde:

λ_f = Conductividad térmica del aire a temperatura ambiente, W/m·K.

Si $10 \leq Re_f \leq 1 \cdot 10^3$ entonces $Nu_f = 0.44 \cdot Re_f^{0.5}$

Si $1 \cdot 10^3 \leq Re_f \leq 2 \cdot 10^5$ entonces $Nu_f = 0.22 \cdot Re_f^{0.6}$

$$Re_f = \frac{v_f \cdot d_{ext}}{v}$$

Ecuación 3.5. Número de Reynolds.

Donde:

v_f = Velocidad del aire exterior, m/s.

v = Viscosidad cinemática del aire a temperatura ambiente, m²/s.

Tubería en interiores.

$$Nu_f = c \cdot (Gr \cdot Pr)^n$$

Ecuación 3.6. Numero de Nusselt.

Gr = N° de Grashoff.

Pr = N° de Prandtl del aire a la temperatura ambiente.

$$Gr = \frac{g \cdot \beta_f \cdot \Delta t \cdot d_{ext}^3}{v^2}$$

Ecuación 3.7. Número de Grashoff.

g- Aceleración de la gravedad, m/s².

$$\beta_f = \frac{1}{t_a + 273}$$

Δt = Diferencia de temperatura entre la temperatura superficial del tubo y el aire, K.

Para calcular Δt es necesario asumir una temperatura superficial exterior de la tubería (t_{sup}).

c,n = Coeficientes de la tabla (3.1).

Tabla 3.1 Coeficientes para el cálculo de Nu

(Gr * Pr)	C	N	Aplicación
1x10E3 - 1x10E9	0,75	0,25	Superficies Verticales
$\geq 6 \times 10^9$	0,15	1/3	Superficies Verticales
1x10E3 - 1x10E9	0,5	0,25	Superficies Horizontales

Fuente: (Incropera, 1999)

3.6.1.2. Cálculo del coeficiente de transferencia de calor por radiación.

$$\alpha_{rad} = \sigma \cdot \varepsilon_{sup} \cdot \left[(T_{sup})^4 - (T_a)^4 \right]$$

Ecuación 3.8. Coeficiente de transferencia de calor por radiación. (Cengel & Boles, 2006)

Donde:

$5,67 \times 10^{-8} \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}^4$ = Constante de Stefan-Boltzmann

ε_{sup} = Emisividad de la pared del tubo.

T_{sup} = Temperatura superficial, K.

T_a = Temperatura ambiente, K.

Se calcula la densidad de flujo de calor (q) y se comprueba el valor de la temperatura superficial asumida (t_{sup}).

$$t_s = t_f - \frac{q}{2 \cdot \pi \cdot \lambda_p} \cdot \ln \frac{d_{ext}}{d_{int}}$$

Ecuación 3.9. Comprobación de la temperatura superficial.

Si $t_s = t_{sup}$ entonces el flujo de calor es q y la temperatura superficial es t_s , en caso contrario es necesario comenzar el procedimiento asumiendo $t_{sup} = t_s$.

3.6.2. Disipación de calor en tuberías con aislamiento.

$$q = \frac{\pi \cdot (t_f - t_a)}{\frac{1}{\alpha_i \cdot d_{int}} + \frac{1}{2 \cdot \lambda_p} \cdot \ln \frac{d_{ext}}{d_{int}} + \frac{1}{2 \cdot \lambda_{ais}} \cdot \ln \frac{d_{ais}}{d_{ext}} + \frac{1}{\alpha_e \cdot d_{ais}}}$$

Ecuación 3.10. Disipación de calor, tuberías aisladas.

q = Densidad de flujo de calor, W/m.

λ_p = Conductividad térmica de la pared del tubo, W/m·K.

λ_{ais} = Conductividad térmica del aislante, W/m·K.

α_i = Coeficiente de transferencia de calor en el interior de la tubería, W/m²·K.

α_e = Coeficiente de transferencia de calor en el exterior de la tubería, W/m²·K.

d_{ext} = Diámetro exterior del tubo, m.

d_{ais} = Diámetro exterior del aislamiento, m.

$d_{ais} = d_{ext} + e_{ais}$

e_{ais} = Espesor del aislamiento, m.

d_{int} = Diámetro interior del tubo, m.

t_f = Temperatura del fluido de trabajo, °C.

t_a = Temperatura ambiente, °C.

$\alpha_e = \alpha_{conv} + \alpha_{rad}$

Donde:

α_{conv} = Coeficiente de transferencia de calor por convección, W/m²·K.

α_{rad} = Coeficiente de transferencia de calor por radiación, W/m²·K.

3.6.2.1. Cálculo del coeficiente de transferencia de calor por convección.

Tuberías en exteriores.

$$\alpha_{conv} = \frac{Nu_f \cdot \lambda_f}{d_{ais}}$$

Ecuación 3.4

λ_f = Conductividad térmica del aire a temperatura ambiente, W/m-K.

Si $10 \leq Re_f \leq 1 \cdot 10^3$ entonces $Nu_f = 0.44 \cdot Re_f^{0,5}$

Si $1 \cdot 10^3 \leq Re_f \leq 2 \cdot 10^5$ entonces $Nu_f = 0.22 \cdot Re_f^{0,6}$

$$Re_f = \frac{v_f \cdot d_{ais}}{\nu}$$

Ecuación 3.5

v_f = Velocidad del aire exterior, m/s.

ν = Viscosidad cinemática del aire a temperatura ambiente, m²/s.

Tubería en interiores.

$$Nu_f = c \cdot (Gr \cdot Pr)^n$$

Gr = N° de Grashoff.

Pr = N° de Prandtl del aire a la temperatura ambiente.

$$Gr = \frac{g \cdot \beta_f \cdot \Delta t \cdot d_{aisl}^3}{\nu^2}$$

Ecuación 3.7

g- Aceleración de la gravedad, m/s².

$$\beta_f = \frac{1}{t_a + 273}$$

Δt = Diferencia de temperatura entre la temperatura superficial del tubo y el aire, K.

Para calcular Δt es necesario asumir una temperatura superficial exterior de la tubería (t_{sup}).

c,n – Coeficientes (tabla 3.2).

Tabla 3.2 Coeficientes para el cálculo de Nu.

(Gr * Pr)	C	N	Aplicación
1x10E3 - 1x10E9	0,75	0,25	Superficies Verticales
$\geq 6 \times 10^{10}$	0,15	1/3	Superficies Verticales
1x10E3 - 1x10E9	0,5	0,25	Superficies Horizontales

Fuente: (Incropera, 1999)

3.7. Determinación del consumo de vapor en tanques.

En la mayoría de los procesos de refinado del aceite no es posible recuperar el condensado de vapor, ya que este es inyectado al tanque y se mezcla con el producto. Por ejemplo en el proceso de desgomado, en las calderillas de Dowterm para la vaporización del bunker, o para los sistemas de vacío de los tachos los cuales se operan con vapor al realizar la extracción de los ácidos grasos.

Además, el consumo de vapor en algunos tanques de refinería es poco frecuente y podría decirse, algo transitorio, debido a que los aceites a procesar se mantienen en los tanques externos a la temperatura requerida para el proceso. Durante este se realizan las inyecciones de vapor anteriormente mencionadas y, al finalizar, este se le es trasegado a otros tanques externos o a otros procesos.

Los tanques anteriormente mencionados se utilizan para separar productos de refinería para realizar procesos futuros, como por ejemplo los tanques de *precapa*, los cuales son utilizados para almacenar aceites para futuros filtrados, también se tienen tanques de reproceso. En su mayoría, estos tanques los cuales podrían considerarse de uso transitorio son calentados con una frecuencia de dos veces por semana, al inicio de esta o al arrancar un nuevo procesado de aceite.

La cuantificación del consumo de vapor en estos tanques transitorios se ha realizado mediante múltiples métodos, entre ellos la medición directa de condensados cuando así fuera posible; o bien mediante la estimación a partir de propiedades del vapor y del aceite en proceso con la ayuda de la siguiente ecuación:

$$Q = \frac{m \cdot C_p \cdot \Delta T}{h_{fg} \cdot t}$$

Ecuación 3.11. Consumo de vapor en tanques. (Balance de calor).

Donde:

Q = Masa de vapor consumida, kg/hr.

m = masa de aceite a calentar, kg.

C_p = Calor específico del aceite, kJ/ kg °C

ΔT = Diferencial de temperatura, °C

t = tiempo de operación del tanque, hr.

h_{fg} = Entalpía del vapor a los parámetros de trabajo, kJ/kg.

3.8. Consumo de vapor en procesos de soplado.

Por tratarse de una industria alimenticia debe siempre velarse por la inocuidad de los productos, además de la seguridad del personal. Por esta razón se realizan múltiples labores de limpieza donde se incluye por ejemplo el lavado de pisos para eliminar derrames de grasas y o aceites, los soplados se realizan a lo sumo durante cinco minutos, de igual forma los soplados en tuberías de tanques y bombas se realizan por lapsos de cinco minutos. Estos consumos pueden calcularse idealizándolos como una fuga de vapor mediante la ecuación 3.13.

$$Q_t = D_v \cdot (h_g - h_{fo}) \cdot T$$

Ecuación 3.12. Calor perdido en fugas de vapor. (Armstrong Internacional.inc, 1998)

Donde

Q_t = Calor perdido, kJ/kg.

D_v = Flujo de vapor fugado, kg/h

$$D_v = 0,4 \cdot d^2 \sqrt{P + (P + 1)}$$

Ecuación 3.13. Flujo de vapor por fugas.

d = Diámetro de la fuga, mm.

P = Presión de vapor, kgf/cm².

h_g = Entalpía del vapor a los parámetros de trabajo, kJ/kg.

h_{fo} = Entalpía de líquido saturado a temperatura ambiente, kJ/kg.

T = tiempo de operación, h/año.

3.9. Consumo de vapor por calentamiento de tuberías de trasiego.

El consumo de vapor en líneas de traceados o venas de vapor si bien podrían despreciarse de forma individual, a la hora de contar con varios de estos se hace representativo, razón por la cual es importante conocer algunos métodos que permitan estimarlo o bien obtener una aproximación. A continuación se explicará cómo realizar el método de medición directa del condensado y luego se presentan dos métodos teóricos validables a partir del método práctico.

3.9.1. Mediante medición directa de condensado.

La medición directa de condensado mediante muestreos se realiza de preferencia a la salida de las trampas de vapor, donde con la ayuda de una manguera y un recipiente suficientemente grande el cual debe tener una cantidad ya medida de agua para condensar el vapor que “flashea” de la trampa, se capta todo el condensado durante un tiempo. Luego, se mide de nuevo la masa de agua a fin de determinar por diferencia la cantidad de condensado, con esto y el tiempo se estima el caudal de condensado, este resulta equivalente al caudal de vapor consumido.

De no ser posible debido a la configuración de la red captar el condensado luego de la trampa puede cerrarse la válvula de salida de condensado y realizarse la medición desde la purga del strainer, abriendo la misma lo suficiente para que fluya el condensado sin dejar escapar gran cantidad de vapor vivo.

3.9.2. Mediante el uso de tablas de condensación.

Se deben tomar algunas suposiciones iniciales, como la cantidad de vueltas de tubín por metro de tubería de trasiego. Aplicando la siguiente ecuación se obtiene la longitud de los tubines de traceados.

$$l = \pi \cdot D \cdot n$$

Ecuación 3.14. Metros de tubín por metro de tubería.

Donde:

l = relación de tubín ($m_{tubín}/m_{tubería}$)

D = Diámetro de la tubería (m)

n = cantidad de vueltas de tubín por metro de tubería

Luego, mediante el uso de la tabla 17.1 del manual de Armstrong para el diámetro de las tuberías de traceado y la presión del vapor, y asumiendo aislamiento al 75%, temperatura ambiental de 21°C y aire en calma se tendrá una condensación por hora aproximada en cada línea de traceado.

3.9.3. Mediante recomendaciones en manuales de sistemas de trampeo.

De igual forma que para el método de uso de tablas se realizan algunas suposiciones iniciales (aislamiento al 75%, temperatura deseada de la tubería y temperatura ambiental de 21°C y aire en calma), se aplica la ecuación 3.16 para selección de trampas de vapor para traceados, la cual determina la cantidad de condensado a manejar en las líneas de traceado.

$$Q = \frac{L \cdot U \cdot \Delta T \cdot E}{S \cdot H}$$

Ecuación 3.15. Consumo de vapor en traceados. (Armstrong Internacional.inc, 1998)

Donde:

Q = Carga de condensado, (kg/hr)

L = Distancia de tubería de producto entre trampas de las venas, (m)

U = Factor de transferencia de calor, ($\frac{kJ}{m^2 \cdot ^\circ C \cdot hr}$) (de la Gráfica 21-1, Armstrong)

ΔT = Diferencia de temperatura ($^\circ C$)

$E = 1$ – Eficiencia del aislamiento térmico.

S = Área Superficial de la tubería por metro lineal (de la Tabla 17-3, Armstrong)

H = Calor latente del vapor, (kJ/kg) (de las Tablas del Vapor, página 2, Armstrong).

CAPÍTULO 4.

4. OPORTUNIDADES DE MEJORA Y AHORRO DE ENERGÍA.

4.1. Proyectos de mejoras en la distribución:

Para los cálculos de pérdidas se ha tomado la longitud de la tubería, que aunque no se esté realizando el uso del vapor por parte del proceso que suple, debido a la configuración de las tuberías, de todas formas sí habrá consumo de vapor por condensación. Tal situación no se daría en caso de implementarse los cambios propuestos, pues estos procesos serán alimentados por un *manifold* el cual permitirá mayor control de los usos transitorios del vapor, dejando la tubería inactiva desde este hasta el equipo en momentos en los cuales no sea requerido. Mientras que para otros casos se dará uso de tuberías, las cuales estando sobredimensionadas podrían suplir varios procesos de igual modo transitorios en lugar de utilizar largos tramos individuales.

Manifold tanques 81 y 82: Alimenta a un par de trazados y un soplado. Podría conectarse este *manifold* a la tubería que alimenta al serpentín del tanque 82 y reconectar la válvula reguladora de presión al mismo manifold, con el fin de retirar la tubería actual que viene desde el *manifold* ubicado en el segundo piso cerca de bethacaroteno.

De ser requerido el tanque de fertilizantes ubicado en el segundo nivel detrás de la pared tras el tanque 14 se podrá conectar a la línea que pasa por el primer nivel entre los tanques 14 y 99 los cuales suplen los trazados cercanos al tanque 51.

Tanque 51: Se puede retirar la alimentación de vapor al serpentín del tanque 51 desde la antigua tubería de parafán y reconectarla al *manifold* de tanques 81 y 82 propuesto y mencionado en el párrafo anterior, logrando el retiro de toda la línea de parafán.

Tanque de precapa: localizado en el primer nivel, cerca de la planta de bethacaroteno. Puede ser reconectado al *manifold* ubicado al lado sur del mismo conocido como manifold de Genaro, eliminar la tubería que de la toma de precapa sube hacia la segunda planta para soplado de un tanque que ya retirado además de la tubería principal que alimenta el manifold de la segunda planta.

Trazado de tanques 41 y 81: Ubicados sobre la báscula del tanque 11, pueden ser reubicados en el *manifold* de trazados en el segundo nivel al lado derecho del tanque 11, justo encima de donde están actualmente. Esto con el fin de retirar más de 12 metros de tubería en dos pulgadas de diámetro; que rodea los tanques 9, 10 y 11, desde una derivación detrás del tanque 8.

Tubería bodega aislamiento de tanques: Hay una TEE frente al tanque 9, a la derecha llega a una llave de compuerta en el primer nivel frente al tanque 10, pasa entre tanques 10 y 11, sube al segundo nivel y atraviesa la pared pasando por encima de la caldera del tachó 2 y del tanque 36, atraviesa la pared de la bodega de materiales para aislamiento de tanques hasta llegar a un bloqueo mecánico, el trayecto en su mayoría es ascendente lo que propicia la condensación y el riesgo de golpes de ariete.

Manifold calderillas tachos 1 y 2: La tubería de 3" que pasa entre tanque 19 y 880 viejo suple dos *manifold* de trazados el primero con seis tubines y ubicado entre el tanque 19 y el 880 viejo, el otro también con 6 tubines, está cerca del tanque colector de ácidos grasos del tachó 1, además de los soplados del tanque del tachó 1, su tanque colector de ácidos grasos y la tubería de la bomba RU-BO018. Además, existe otra tubería que suple a la caldera del tachó 1 y trazados de varios niveles superiores. Se recomienda colocar un *manifold* que supla todos estos requerimientos, alimentado por la toma de la tubería principal hacia la caldera del tachó 2 conectando esta caldera a ese manifold. Hacer la conexión desde la tubería principal hasta el manifold en tubería de 1½" aprovechando que la toma es de este diámetro.

Manifold tanque verde: De la toma 3 refinera. Esta tubería luego de alimentar al tanque verde para purgar Niágaras, sube al segundo nivel donde suplía un mezclador ubicado en la pila y a los tanques 61, 62 e hidrógeno, estos tres últimos ahora abastecidos por Genaro. Esa tubería luego retorna al primer nivel y mediante conexiones bastante complejas cumple a varios procesos de los cuales cabe resaltar que mucha de la tubería se encuentra desnuda. Podría eliminarse gran parte de esta ubicando un *manifold* en el primer nivel en el poste cercano al tanque verde para purgar niágaras, permitiendo mejor acceso y control. Conectando a este la siguiente lista: serpentín tanque verde para purgar niágaras, serpentín y soplado del tanque de residuos que actualmente está en el manifold del segundo nivel, serpentines de los tanques 55, 56, 57, traceado en tanque 56, válvula reguladora de presión del tanque desgomado grande, soplado del tanque 47 y traceado cerca del tanque de desgomado grande, soplado del tanque 86, mezclador en *manifold* cerca de la pila de fundición. La ramificación del segundo nivel que tiene el soplado sobre el tanque 47 y un par de líneas de trazado pueden reubicarse en el manifold del segundo nivel.

4.2. Cuantificación de las pérdidas por condensación.

En los siguientes cuadros resumen se brinda una cuantificación de las pérdidas por condensación en las tuberías del listado de proyectos anteriormente mencionados, a causa de los cambios en la distribución y mejoras realizadas en secciones de la planta, además de cierto porcentaje (menor al 30%) debido a la falta de aislamiento en algunos tramos.

4.2.1. Mediante el uso de tablas de emisión de calor.

Los datos de condensación en función del diámetro de tubería fueron tomados de tablas (figura 10.5) en manuales facilitados por proveedores (Armstrong, 2006) la cual usa como referencia tubería con aislamiento al 75% en aire calmo a 21 °C.

Mientras que para el cálculo de la condensación en tuberías sin aislamiento se utilizaron los datos de pérdida de energía de la tabla de emisión de calor en las tuberías en la figura 9.10, donde para la presión de 125psi (8,62Bar Ó 861kPa) se tiene según regresión lineal de las tablas termodinámicas (Cengel & Boles,

2006)) que la temperatura de saturación a esa presión es aproximadamente 173°C, para lo que la diferencia de temperatura entre vapor y el ambiente puede tomarse 152°C asumiendo temperatura ambiental de 21°C y aire en calma lo cual puede resultar en la obtención de datos levemente conservadores.

Tabla 4.1. Pérdida anual de los proyectos propuestos según manuales.

Sub proyecto	Costo anual ¢
Manifold taque verde	2.805.366
Manifold calderas tachos 1 y 2	1.728.552
Manifold tanques 81 y 82	1.306.532
Tanque 51	888.782
Tubería bodega aislamientos	431.354
Traceado de tanques 41 y 81	283.413
Tanque de precapa	274.910
Total ¢	7.718.910

Fuente: Elaboración propia.

4.2.2. Mediante el cálculo de emisión de calor por convección y radiación.

Para el cálculo de la pérdida de energía mediante convección y radiación fueron utilizadas hojas de cálculo donde se aplican las ecuaciones citadas en el capítulo 3, se ha supuesto tuberías en exteriores con aire a velocidad de 5m/s, conductividad de 0,024(W/m-k), viscosidad Cinemática de $1,89 \times 10^{-5}$ m²/s, correspondiente a la temperatura promedio entre la superficie y el ambiente, , emisividad de la tubería $\epsilon=0,48$ y conductividad $k=61$ (W/m-K), además para el aislamiento se tiene una conductividad de 0,034(W/m-k), una emisividad $\epsilon=0,20$ y un espesor de una pulgada (25,4mm).

A continuación se muestran las pérdidas debidas a condensación de cada sub proyecto propuesto, obtenidas a partir del cálculo de flujo de calor por convección y radiación para tuberías aisladas y desnudas en exteriores.

Tabla 4.2. Pérdida anual de los proyectos propuestos, método teórico tubería en exteriores.4.3

Sub proyecto	Costo anual ¢
Manifold taque verde	36.052.239
Manifold calderas tachos 1 y 2	10.417.615
Manifold tanques 81 y 82	825.277
Tanque 51	578.981
Tubería bodega aislamientos	274.483
Trazado de tanques 41 y 81	181.909
Tanque de precapa	188.005
Total ¢	48.518.509

Fuente: Elaboración propia.

4.3. Dimensionamiento y verificación de tuberías.

Tanto para la verificación de las tuberías del diseño actual como de las tuberías nuevas en los sub proyectos propuestos se utilizó el programa de cálculo para verificación de tuberías existentes disponibles en la página de spirax sarco, basando estos dimensionamientos en la velocidad del fluido.

4.4. Tuberías por retirar.

Con el fin de mejorar el control visual en la planta y que esta cumpla con las políticas de la empresa y los lineamientos de las 5's exigidos en las auditorías para la certificación, se recomienda retirar las tuberías las cuales, debido a las reconexiones de los proyectos propuestos, quedarán inutilizadas.

Además, al realizar el levantamiento de la red se identificaron tramos de tubería que a pesar de encontrarse desconectados no han sido retirados, lo cual aunque no implica un gasto, dificulta la labor de los mecánicos durante la identificación de

tuberías y posibles fugas. A continuación se presenta un listado de algunas de las tuberías encontradas en esta condición.

- En el primer nivel al lado del tanque 35, a una altura de 2m y de forma horizontal hay una tubería totalmente desconectada de 2" y de 7m.
- Hasta el tanque 880 viejo llegan dos tuberías de 2", la primera en el primer nivel va en dirección al desaireador, llega hasta el intercambiador de placas y sube al tercer nivel, cerca del *manifold del tacho 3*, a donde llega también el otro, pero este sale desde el segundo nivel y sube en forma vertical al tanque 880 viejo.
- Desde el *manifold del tacho 3* en el tercer piso salen dos tuberías atraviesan la pared en dirección del cuarto de calderas, luego doblan a la derecha atravesando otra pared y de nuevo a la derecha hasta llegar al *manifold del tacho 2*.
- Paralelo a las tuberías de vapor del tacho 1 hay un par de tubos ya desconectados que van desde el piso dos hasta el piso cuatro.

CAPÍTULO 5.

5. PRESUPUESTO DE LOS PROYECTOS PROPUESTOS.

Aunque algunos trabajos son realizados por contratistas y en el caso de este proyecto será realizado en su mayoría por los mismos, todos los materiales son aportados por la compañía debido a políticas internas. Se realiza mediante el departamento de bodegas, el cual según requerimientos de la planta e inventario envía la solicitud de compra al departamento de compras, este a su vez realiza las cotizaciones y la adquisición de los materiales mediante distintos proveedores.

Pese a la situación descrita anteriormente y a que las cotizaciones se realizan por individual para cada artículo, se cuenta ya con una línea de proveedores los cuales solo por circunstancias especiales como disponibilidad del artículo requerido o diferencia de precios entre otros posibles proveedores podrían variar o han variado en algunas ocasiones.

Los datos de proveedores y cotizaciones han sido facilitados por el departamento de bodegas y corresponden al registro de la última compra, en su mayoría del presente año. Ambos están sujetos a variación para futuras compras.

5.1. Tubo de hierro negro

Tabla 5.1 Cotización para tubería de hierro negro.

Diámetro (pulg)	Proveedor	Cantida d	Costo unitario ₡	Costo Total ₡
1/2	Aceros Griegos	12	3.650	43.800
3/4	Aceros Griegos	12	5.200	62.400
1	Aceros ROAG	30	7.755	232.650
1 1/2	Aceros Griegos	18	17.300	311.400
2	Central de Válvulas	6	24.100	144.600
			Total ₡	794.850

Fuente: Elaboración propia.

5.2. Válvulas de bola para vapor.

No se especifica la marca de las válvulas, ya que solo se maneja información sobre las del proveedor Monaro, la marca Sharpe. Las demás pueden variar según el proveedor.

Tabla 5.2 Cotización válvulas de bola de paso completo para tubería de vapor, un solo cuerpo.

Diámetro (pulg)	Proveedor	Cantidad	Costo unitario ¢	Costo Total ¢
3/8	Central de Válvulas	0	18.780	0
1/2	Monaro	10	8.425	84250
3/4	H R Siva	1	10.250	10250
1	Monaro	6	16.330	97980
1 1/2	MyC Suplidora técnica	5	27.825	139125
2	Monaro	1	66.305	66305
			Total ¢	397.910

Fuente: Elaboración propia.

5.3. Flanger (bridas).

Tabla 5.3 Cotización para flanger soldable de tubería de hierro negro.

Diámetro (pulg)	Proveedor	Cantidad	Costo unitario ¢	Costo Total ¢
1/2	Central de Válvulas	22	1.025	22.550
3/4	Tubo Cobre	2	1.320	2.640
1	Central de Válvulas	15	2.425	36.375
1 1/2	M y C Suplidora	12	2.633	31.596
2	Central de Válvulas	4	4.600	18.400
			Total ¢	111.561

Fuente: Elaboración propia.

5.4. Codos de hierro negro a 90°.

Tabla 5.4 Cotización para codo soldable a 90° de tubería de hierro negro.

Diámetro (pulg)	Proveedor	Cantidad	Costo unitario ₡	Costo Total ₡
1/2	Central de Válvulas	34	271	9.214
3/4	Fabrica de Niples S.A.	4	345	1.380
1	Central de Válvulas	19	490	9.310
1 1/2	Tecno Val	8	955	7.640
2	Central de Válvulas	4	1.864	7.456
			Total ₡	35.000

Fuente: Elaboración propia.

5.5. Cañuela de fibra de vidrio.

Todas las piezas de cañuela son de 36" (914,4mm) de longitud y debido a políticas del departamento de compras, solo son adquiridas en espesores de 1" (25,4mm).

Tabla 5.5 Cotización aislamiento de fibra de vidrio para tubería de vapor.

Diámetro (pulg)	Proveedor	Cantidad	Costo unitario ₡	Costo Total ₡
1/2	H R Siva	72	2.780	200.160
3/4	Tubo Cobre	12	3.075	36.900
1	H R Siva	30	2.950	88.500
1 1/2	H R Siva	18	4.315	77.670
2	H R Siva	6	3.495	20.970
			Total ₡	424.200

Fuente: Elaboración propia.

5.6. Trampas de vapor.

Por recomendación del departamento de mantenimiento todas las trampas de vapor son marca *Armstrong* y el proveedor de la misma es Monaro. Se incluye la

siguiente cotización de trampas de vapor solamente con un fin ilustrativo ya que para los sub proyectos planteados, de requerirse trampas de vapor, la sugerencia es que sean usadas las instaladas actualmente, luego de una revisión y mantenimiento de las mismas.

Tabla 5.6 Cotización trampas de condensado para vapor.

Modelo	Rosca (NPT)	Tipo	Costo ¢
800	½	Balde Invertido	57.395
811	½	Balde Invertido	78.155
813	1	Balde Invertido	203.770
J3x21	¾	Flotador	124.740
J5x21	¾	Flotador	118.229

Fuente: Elaboración propia.

5.7. Mano de obra.

Esta cotización es de carácter preliminar, por lo tanto está sujeta a cambios durante el desarrollo del proyecto, los datos presentados son costos estimados por el encargado del departamento correspondiente; pero dependerán del criterio del contratista.

Tabla 5.7 Cotización para la mano de obra.

Sub proyecto	Contratista	Costo anual ₡
Manifold taque verde	Aún no definido	220.000
Manifold calderas tachos 1 y 2		220.000
Manifold tanques 81 y 82		100.000
Tanque 51		80.000
Tubería bodega aislamientos		60.000
Trazado de tanques 41 y 81		30.000
Tanque de precapa		40.000
Total ₡		750.000

Fuente: Elaboración propia.

5.8. Costo total del proyecto.

La tabla siguiente presenta un resumen de la cotización de los materiales necesarios para la implementación de este proyecto.

5.8. Inversión en insumos requeridos para el desarrollo del proyecto.

Insumo	Inversión
Tuberías	184.485
Válvulas	468.650
Bridas	129.461
Codos	40.546
Cañuela	475.600
Pintura	50.850
Mano de obra	780.000
Total	2.129.592

Fuente: Elaboración propia.

5.9. Retorno de la inversión.

La inversión para el desarrollo de este proyecto tiene un costo aproximado de ¢2.129.592, ya con esto asumiendo el dato más conservador en cuanto a las pérdidas, que fue 7.718.910 podemos obtener el retorno de la inversión mediante la siguiente ecuación.

$$\text{Retorno de la inversión} = \frac{\text{Inversión}}{\text{Ahorro anual}} \text{Inver}$$

$$\text{Retorno de la inversión} = \frac{2.129.592}{7.718.910}$$

$$\text{Retorno de la inversión} = 0,28 \text{Años}$$

Este lapso es aproximadamente 3,3 meses, tiempo requerido para que el ahorro cubra la inversión, tiempo bastante corto, lo que demuestra la viabilidad del proyecto.

5.10. Valor Actual Neto y Tasa Interna de Retorno.

Tabla 5.9.Cálculo de Valor Actual Neto y Tasa Interna de Retorno

Grupo Agroindustrial NUMAR.				
Flujo de efectivo proyectado a cinco años				
AÑO 2015	AÑO 2016	AÑO 2017	AÑO 2018	AÑO 2019
(2.129.592,00)	7.718.910	8.490.801	9.339.881	10.273.869
			Tasa	30%
			VAN	16.680.538,46
			TIR	371%

Fuente: Elaboración propia.

Nota: Cálculos realizados mediante formulas aplicadas en Microsoft Excel

Tomando en cuenta que la rentabilidad exigida es de 30% y de acuerdo con el flujo de efectivo proyectado a cinco años para el proyecto a implementar en la empresa, se obtiene que el mismo tiene un V.A.N. (Valor Actual Neto) superior a 16,5 millones de colones el cual se interpreta como el de valor obtenido por sobre lo exigido al capital invertido.

La rentabilidad, que se mide como un porcentaje (Tasa Interna de Retorno), indica que se puede demandar una ganancia superior a la tasa exigida. Se demuestra así que el proyecto es viable según ambos indicadores.

CAPÍTULO 6.

6. CONCLUSIONES.

Se realizó un reconocimiento e identificación de la red de vapor que alimenta a la planta de refinería secciones I y II de la compañía *NUMAR*.

Se realizó un levantamiento de planos del sistema de distribución de vapor y retorno de condensado de las secciones I y II de refinería.

Se ha buscado o determinado información referente a la operación de los equipos, en cuanto a frecuencia y tiempo de uso del vapor.

Se verificó el diseño actual con respecto a las necesidades reales de esta sección de la planta.

Se logró identificar debilidades como oportunidades de mejora en cuanto a ahorro de energía y se realizaron propuestas de fácil implementación.

Se ha cuantificado el ahorro al implementar este proyecto, el costo aproximado y el retorno de inversión del mismo.

CAPÍTULO 7.

7. RECOMENDACIONES.

Se recomienda, además de aislar las tuberías a colocar, mejorar los aislamientos de las tuberías que conforman la red actual.

Se recomienda realizar una identificación de las tuberías, en especial en los *manifolds* a fin de facilitar el control y el manejo de la red.

Se recomienda implementar un plan de mantenimiento para las redes de traceados, el cual incluya un sistema de identificación para las tuberías de estos.

Se recomienda la implementación de un plan de seguimiento de las trampas de vapor para determinar pérdidas o mal funcionamiento de las mismas.

CAPÍTULO 8.

8. BIBLIOGRAFÍA

Armstrong Internacional.inc. (1998). *Guía para la conservación de vapor en el drenado de condensados*.

Armstrong. (2006). *Solution Source for Steam, Air and Hot Water Systems*.

Cengel, Y. A., & Boles, M. A. (2006). *Termodinamica* (Quinta ed.). México: McGraw-Hill.

Chattopadhyay, P. (1995). *Boiler Operation Questions And Answers*. McGraw-Hill.

frba.utn.edu. (2010). Recuperado el 09 de 10 de 2014, de http://civil.frba.utn.edu.ar/Materias/hidraulica/archivos/tablas_graficos.pdf

Incropera, F. P. (1999). *Fundamentos de transferencia de calor* (Cuarta edición ed.). México: Prentice Hall.

Junta de Castilla y León. *Manual Tecnico, Diseño y cálculo de redes de vapor*. Castilla: Junta de Castilla y León.

Netto, R. S. (01 de 10 de 2014). *fisicanet*. Recuperado el 01 de 10 de 2014, de fisicanet: http://www.fisicanet.com.ar/fisica/termodinamica/tb03_conductividad.php

Sapag Chaín, N. (2007). *Proyectos de inversión formulación y evaluación*. México: Pearson Education de México S.A.

spiraxsarco. (s.f.). Recuperado el 24 de 09 de 2014, de <http://www.spiraxsarco.com/cl/pdfs/training/gcm-03.pdf>

CAPÍTULO 9.

9. ANEXOS.

9.1.1. Cálculo del consumo en venas de vapor.

Mediante recomendaciones de fabricantes de sistemas de trampeo.

Tomando como suposiciones iniciales las mismas que para el método de uso de tablas (tuberías de trasiego de 4" (114,3mm) de diámetro y 25m de longitud, con aislamiento al 75%, temperatura de la tubería 60°C y temperatura ambiental de 21°C y aire en calma). Aplicando la ecuación 3.15 para selección de trampas de vapor para traceados se tiene:

$$L = 50\text{m}, \Delta T = 39^{\circ}\text{C}, (\text{tubería de trasiego a } 39^{\circ}\text{C})$$

$$S = 0,359 \frac{\text{m}^2}{\text{m}} \text{ (Tabla 17 - 3, Armstrong)}$$

$$U = 42 \left(\frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot ^{\circ}\text{C} \cdot \text{hr}} \right) @: 4\text{in}\varnothing, 8,6\text{Bar}, \Delta T < 39^{\circ}\text{C} \text{ (Gráfica 21-1, Armstrong)}$$

$$E = 0,25 \text{ (Asumiendo 75\% eficiencia del aislamiento)}$$

$$H = 2773,9 (\text{kJ /kg}) \text{ Vapor saturado @ } 8,6\text{Bar. (Tablas del Vapor, página 2)}$$

Sustituyendo estos valores en la ecuación 3.15 se obtiene.

$$Q = \frac{50\text{m} \cdot 42 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot ^{\circ}\text{C} \cdot \text{hr}} \cdot 0,359 \frac{\text{m}^2}{\text{m}} \cdot 39^{\circ}\text{C} \cdot 0,25}{2773,9 \text{ kJ /kg}}$$

$$Q = 2,6 \text{kg/hora por traceado.}$$

Mediante medición directa de condensado.

En la siguiente tabla se muestran los resultados de la recolección de condensados de trampas de vapor de siete *manifolds* de traceados distribuidos en los pisos 1 y 2 de las secciones 1 y 2 de refinería.

Tabla 9.1. Medición de condensados en trampas de manifolds de traceados.

ID Trampa	Diferencia masa (kg)	Cantidad de tubín	(kg/h) por tubín
25	4,7	8	37,6
51	6,8	15	102
289	2,3	10	23
337	6,8	11	74,8
338	9,4	14	131,6
365	5,2	7	36,4
366	2,5	5	12,5
Promedio			3,3

Fuente: Elaboración propia.

Durante la toma de muestras de condensado se han encontrado tanto trampas bloqueadas las cuales no están permitiendo el paso de condensado, así como algunas cuya válvula antiretorno no está realizando su función, ambos casos se reflejan en un flujo de condensado anormal, razón por la cual esos valores se han ignorado en el cálculo de promedio presentado en la tabla 8.1.

Mediante tablas de condensación.

Se tomaron como suposiciones iniciales que todas las tuberías de trasiego son de 4" (114,3mm) de diámetro y 50m de longitud, y que en promedio cuentan con 5,57 vueltas de tubín por metro de longitud, de modo que según la ecuación 7.1 se obtuvo que existen dos metros (2m) de tubín por metro de tubería de trasiego.

Luego, mediante el uso de la tabla 17.1 del manual de Armstrong y aplicando regresión lineal se tiene que para el diámetro de las tuberías de traceado de 3/8" (9,525mm), a una presión de vapor de 125psi (8,6Bar), con aislamiento al 75% y asumiendo temperatura ambiental de 20°C y aire en calma se obtuvo una condensación por hora aproximada de 0,03kg/m·h.

Dando así que la condensación total en cada línea de traceado será de 3kg/h por tubería.

Comparación de los métodos.

Tabla 9.2. Comparación de los distintos métodos utilizados para determinación de consumo en las venas de vapor

Método	Condensado kg/hora*tracedo
Recomendación de fabricante	2,7
Tablas de condensación	2
Medición directa	3,3
Promedio	2,7

Fuente: Elaboración propia.

9.2. Consumo de vapor en procesos de soplado y mezcladores.

Las tomas para soplados de tanques consisten en tubos de 1/2" de diámetro que están soldados a las tuberías de aceite y se utilizan para limpiar las tuberías luego de realizar el trasiego de aceite, se realizan a lo sumo durante cinco minutos, de igual forma los mezcladores de agua-vapor consisten en tomas de 3/4" y son utilizados por lapsos de cinco minutos aproximadamente una vez al día. Estos consumos suelen calcularse como un gasto al idealizarlos como una fuga de vapor mediante la ecuación 3.12. Pero para carácter de cálculo de tuberías por consumo de vapor solo hace falta calcular D_v (Kg/h) lo cual corresponde al flujo de vapor fugado.

$$D_v = 0,4 \cdot d^2 \sqrt{P + (P + 1)}$$

Ecuación 3.14

d = Diámetro de la fuga, mm.

P = Presión de vapor, kgf/cm².

Tabla 9.3. Consumo de vapor en soplados y mezcladores, apertura a un cuarto.

Diámetro Nominal (pulgadas)	Consumo de vapor (kg/h)
½	107
¾	189

Fuente: Elaboración propia.

9.3. Cálculo de las pérdidas por condensación.

Para el cálculo de las pérdidas de energía en tuberías se utilizaron dos métodos a fin de realizar una comparación entre ambos y así validar los datos utilizados para el desarrollo de los proyectos propuestos.

9.3.1. Determinación mediante recomendaciones de manuales de fabricantes de sistemas de trampeo.

Para esta parte se utilizaron los datos de condensación por hora por metro lineal en tuberías aisladas del anexo 10.4 asumiendo que en la planta se dan las condiciones ideales que supone el manual del cual se obtuvo, aunque en la realidad esta suposición hará que los datos sean conservadores pues las condiciones de la planta y su infraestructura peculiar propician mayores pérdidas.

Mientras para el cálculo de la condensación en tubería expuesta se utilizó la tabla presentada en el anexo 10.5 la cual asume de igual forma condiciones ideales de temperatura ambiente y aire en calma.

Tabla 9.4. Cuantificación de las pérdidas del proyecto manifold tanque verde.

Tramo	Diámetro [mm]/[in]	Longitud (m)	Condensación (kg/h*m) @8,61Barg	Condensado (kg/h)	Calor Emitido (W)	Total (Colones)
A	50,8 / 2"	6	0,2	1,2	674	
B	50,8 / 2"	12	0,2	2,4	1348	
C	25,4 / 1"	18	0,12	2,2	1213	
D	19 / 3/4"	12	0,1	1,2	646	
E	12,7 / 1/2"	9,5	0,08	0,8	427	
Total (Watt)					4.308	869.510
	sin aislamiento		Emisión de calor (W/m)			
F	25,4 / 1"	8	312		2496	
G	19 / 3/4"	13	255	6	3315	
H	12,7 / 1/2"	18	210	7	3780	
Total (Watt)					9.591	1.935.856
Pérdida Total \$						2.805.366

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 9.5. Cuantificación de las pérdidas del proyecto manifold tachos calderas 1 y 2.

Tramo	Diámetro [mm]/[in]	Longitud (m)	Condensación (kg/h*m) @8,61Barg	Condensado (kg/h)	Calor Emitido (W)	Total (Colones)
E1						
A	76,2 / 3"	7	0,29	2	1140	
B	50,8 / 2"	7	0,20	1	786	
C	50,8 / 2"	11	0,20	2	1236	
D	12,7 / 1/2"	10	0,08	1	449	
E2				Total (Watt)	3.611	728.937
A	50,8 / 2"	4	0,20	1	449	
B	50,8 / 2"	12	0,20	2	1348	
C	19 / 3/4"	4	0,10	0,4	225	
D	12,7 / 1/2"	7	0,08	1	315	
				Total (Watt)	2.336	471.599
	sin aislamiento		Emisión de calor (W/m)			
F	25,4 / 1"	3	312	2	936	
G	12,7 / 1/2"	8	210	3	1.680	
				Total (Watt)	2.616	528.016
				Pérdida Total ¢		1.728.552

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 9.6. Cuantificación de las pérdidas del proyecto manifold tanques 81 y 82.

Tramo	Diámetro [mm]/[in]	Longitud (m)	Condensación (kg/h*m) @8,61Barg	Condensado (kg/h)	Calor Emitido (W)	Total (Colones)
A	76,2 / 3"	9	0,29	3	1.466	
B	50,8 / 2"	12,5	0,2	3	1.404	
C	50,8 / 2"	12,5	0,2	3	1.404	
D	50,8 / 2"	11,5	0,2	2	1.292	
E	38,1 / 1 1/2"	9,5	0,17	2	907	
				Total (Watt)	6.473	1.306.532
				Pérdida Total ¢		1.306.532

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 9.7. Cuantificación de las pérdidas del proyecto tanque 51.

Tramo	Diámetro [mm]/[in]	Longitud (m)	Condensación (kg/h*m) @8,61Barg	Condensado (kg/h)	Calor Emitido (W)	Total (Colones)
A	50,8 / 2"	11,5	0,2	2,3	1292	
B	50,8 / 2"	15,5	0,2	3,1	1741	
C	50,8 / 2"	6,5	0,2	1,3	730	
D	25,4 / 1"	9,5	0,12	1,1	640	
Total (Watt)					4.403	888.782
Pérdida Total ¢						888.782

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 9.8. Cuantificación de las pérdidas del proyecto bodega aislamiento.

Tramo	Diámetro [mm]/[in]	Longitud (m)	Condensación (kg/h*m) @8,61Barg	Condensado (kg/h)	Calor Emitido (W)	Total (Colones)
A	76,2 / 3"	1,5	0,29	0,4	244	
B	50,8 / 2"	7,5	0,2	2	842	
C	38,1 / 1 1/2"	11	0,17	2	1.050	
Pérdida Total ¢						431.354

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 9.9. Cuantificación de las pérdidas del proyecto traceado tanque 41 y 81.

Tramo	Diámetro [mm]/[in]	Longitud (m)	Condensación (kg/h*m) @8,61Barg	Condensado (kg/h)	Calor Emitido (W)	Total (Colones)
A	50,8 / 2"	3	0,2	0,6	337	
B	50,8 / 2"	9,5	0,2	1,9	1067	
Pérdida Total ¢						283.413

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 9.10. Cuantificación de las pérdidas del proyecto tanque precapa.

Tramo	Diámetro [mm]/[in]	Longitud (m)	Condensación (kg/h*m) @8,61Barg	Condensado (kg/h)	Calor Emitido (W)	Total (Colones)
A	76,2 / 3"	4,5	0,29	1	733	
B	25,4 / 1"	2	0,12	0,2	135	
C	12,7 / 1/2"	11	0,08	1	494	
Pérdida Total ¢						274.910

Fuente: Elaboración propia.

9.3.2. Determinación mediante cálculo de transferencia de calor por convección y radiación.

Para esta parte se utilizaron las ecuaciones presentadas en el capítulo 3 y mediante la ayuda de la herramienta Microsoft excel se realizó el cálculo de las pérdidas para tubería aislada y desnuda en exteriores.

En el cuadro a continuación se presenta una síntesis de las pérdidas de energía en función del diámetro de la tubería y condiciones supuestas en el capítulo 3.

9.11. Flujo de calor (W/m) en tubería aislada y desnuda en exteriores para distintos diámetros.

Diámetro nominal de la tubería (pulgadas)	Pérdida con Aislamiento (W/m)	Pérdida sin Aislamiento (W/m)
½	36	7.206
¾	41	8.984
1	48	11.117
1 1/4	56	13.964
1 1/2	61	15.895
2	72	19.769
2 1/2	83	23.508
3	97	28.458

Fuente: Elaboración propia

Tabla 9.12. Hoja de cálculo del flujo de calor (W/m) mediante convección y radiación en tubería de 1" de diámetro, aislada en exteriores.

Pérdida de energía en tuberías en exteriores con aislamiento

Número Reynolds Re	
Velocidad del aire (m/s)	5
Viscosidad Cinem. (m ² /s)	1,15E-05
Diámetro externo (m)	3,34E-02
Re	1,45E+04
Nusell	69
10 ≤ Ref ≤ 1x10 ³	5,30E+01
1x10 ³ ≤ Ref ≤ 2x10 ⁵	6,91E+01
coeficiente convección α	
Conductiv del aire (W/m-K)	0,024
Diámetro Aislamiento (m)	0,084
α conv	19,7
coeficiente de radiación α	
emisividad	0,20
Temperatura sup. K	328
Temperatura Amb. K	294
α rad	47
Coeficiente de transferencia de calor	
α conv	20
α rad	47
αe	66
Densidad del flujo de Calor	
Tf Temperatura fluido °C	451
Temperatura Amb. °C	294
Conductiv del tubo (W/m-K)	60,5
Conductiv aislam (W/m-K)	0,034
Diámetro interno (m)	0,0266
Diámetro externo (m)	0,0334
Diámetro Aislam (m)	0,0842
Coefic. de transf. de calor	66
q (W/m)	35,8
q / 75% eficiencia aislamiento	
48	(W/m)

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 9.13. Hoja de cálculo del flujo de calor (W/m) mediante convección y radiación en tubería de 1" de diámetro, sin aislar en exteriores.

Pérdida de energía en tuberías en exteriores sin aislamiento

Número Reynolds Re	
Velocidad del aire (m/s)	5
Viscosidad Cinem. (m ² /s)	1,89E-05
Diámetro externo (m)	3,34E-02
Re	8,84E+03
Nusell	51
10 ≤ Ref ≤ 1x10 ³	4,14E+01
1x10 ³ ≤ Ref ≤ 2x10 ⁵	5,13E+01

coeficiente convección α	
Conductiv del aire (W/m-K)	0,024
Diámetro externo (m)	0,033
α conv	37

coeficiente de radiación α	
emisividad	0,48
Temperatura sup. K	373
Temperatura Amb. K	294
α rad	323

Coeficiente de transferencia de calor	
α conv	37
α rad	323
αe	360

Densidad del flujo de vapor	
Tf Temperatura fluido °C	178
Temperatura Ambient. °C	21
Conductiv del tubo (W/m-K)	61
Diámetro externo (m)	0,0334
Diámetro interno (m)	0,0266
Coefic. de transf. de calor	360
q (W/m)	5.803

Fuente: Elaboración propia.

Cuantificación de las pérdidas mediante cálculo de transferencia de calor por convección y radiación en exteriores para los proyectos propuestos.

Tabla 9.14. Cuantificación de las pérdidas del proyecto manifold tanque verde.

Tramo	Diámetro [mm]/[in]	Longitud (m)	Emisión de calor (W/m)	Condensado (kg/h)	Calor Emitido (W)	Total (Colones)
A	50,8 / 2"	6	72	1	433	
B	50,8 / 2"	12	72	2	865	
C	25,4 / 1"	18	48	2	859	
D	19 / 3/4"	12	41	1	476	
E	12,7 / 1/2"	10	36	0,6	344	
Total (Watt)					2.976	600.759
Sin Aislamiento						
F	25,4 / 1"	8	5.803	83	46.422	
G	19 / 3/4"	13	4.697	109	61.065	
H	12,7 / 1/2"	18	3.786	121	68.153	
Total (Watt)					175.641	35.451.480
Pérdida Total ¢						36.052.239

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 9.15. Cuantificación de las pérdidas del proyecto manifold calderas tachos 1 y 2.

Tramo	Diámetro [mm]/[in]			Condensado (kg/h)	Calor Emitido (W)	Total (Colones)
E1						
A	76,2 / 3"	7	97,3	1	681	
B	50,8 / 2"	7	72	1	505	
C	50,8 / 2"	11	72	1	793	
D	12,7 / 1/2"	10	36	0,6	362	
E2				Total (Watt)	2.341	472.489
A	50,8 / 2"	4	72	0,5	288	
B	50,8 / 2"	12	72	2	865	
C	19 / 3/4"	4	41,4	0,3	166	
D	12,7 / 1/2"	7	36	0,5	254	
Total (Watt)					1.573	317.556
Sin Aislamiento						
E	25,4 / 1"	3	5802,8	31	17408	
F	12,7 / 1/2"	8	3786,3	54	30290	
Total (Watt)					47.699	9.627.569
Pérdida Total ¢						10.417.615

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 9.16. Cuantificación de las pérdidas del proyecto manifold tanques 81 y 82.

Tramo	Diámetro [mm]/[in]	Longitud (m)	Emisión de calor (W/m)	Condensado (kg/h)	Calor Emitido (W)	Total (Colones)
A	76,2 / 3"	9	97,3	2	876	
B	50,8 / 2"	12,5	72	2	901	
C	50,8 / 2"	12,5	72	2	901	
D	50,8 / 2"	11,5	72	1	829	
E1	12,7 / 1 1/2"	9,5	61	1,0	581	
Total (Watt)					4.089	825.277
Pérdida Total ¢						825.277

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 9.17. Cuantificación de las pérdidas del proyecto tanque 51.

Tramo	Diámetro [mm]/[in]	Longitud (m)	Emisión de calor (W/m)	Condensado (kg/h)	Calor Emitido (W)	Total (Colones)
A	50,8 / 2"	11,5	72	1	829	
B	50,8 / 2"	15,5	72	2	1118	
C	50,8 / 2"	6,5	72	1	469	
D	25,4 / 1"	9,5	48	1	453	
Total (Watt)					2.869	578.981
Pérdida Total ¢						578.981

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 9.18. Cuantificación de las pérdidas del proyecto bodega aislamiento.

Tramo	Diámetro [mm]/[in]	Longitud (m)	Emisión de calor (W/m)	Condensado (kg/h)	Calor Emitido (W)	Total (Colones)
A	76,2 / 3"	1,5	97,3	0,3	146	
B	50,8 / 2"	7,5	72	1	541	
C	12,7 / 1 1/2"	11	61	1,2	673	
Total (Watt)					1.360	274.483
Pérdida Total ¢						274.483

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 9.19. Cuantificación de las pérdidas del proyecto traceado tanque 41 y 81.

Tramo	Diámetro [mm]/[in]	Longitud (m)	Emisión de calor (W/m)	Condensado (kg/h)	Calor Emitido (W)	Total (Colones)
A	50,8 / 2"	3	72	0,4	216	
B	50,8 / 2"	9,5	72	1	685	
Total (Watt)					901	181.909
Pérdida Total ¢						181.909

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 9.20. Cuantificación de las pérdidas del proyecto tanque precapa.

Tramo	Diámetro [mm]/[in]	Longitud (m)	Emisión de calor (W/m)	Condensado (kg/h)	Calor Emitido (W)	Total (Colones)
A	76,2 / 3"	4,5	97,3	1	438	
B	25,4 / 1"	2	48	0,2	95	
C	12,7 / 1/2"	11	36	1	398	
Total (Watt)					931	188.005
Pérdida Total ¢						188.005

Fuente: Elaboración propia.

9.4. Verificación de tuberías existentes y Cálculo de tuberías nuevas.

Para la verificación de las tuberías del diseño actual se utilizó el programa de cálculo para verificación de tuberías existentes disponibles en la página de *Spirax sarco*, basando este dimensionamiento en la velocidad del fluido.

Para el dimensionamiento de las tuberías nuevas en los sub proyectos propuestos se utilizó el programa de cálculo para dimensionado de tuberías nuevas disponibles en la página de *Spirax sarco*, basando este dimensionamiento al igual que con la verificación, en la velocidad del fluido.

La tabla a continuación (tabla 9.21) muestra los consumos aproximados de vapor para los distintos procesos de la planta de refinería que dependen específicamente de las redes “refinería 2” y “tanques de refinería”. Los consumos

han sido determinados mediante la ecuación 3.11, datos de operarios y encargados de procesos.

Tabla 9.21. Determinación del consumo de algunos tanques de refinería.

Tanque	capacidad (kg)	Masa de prueba (kg)	ΔT (°C)	Tiempo t (hr)	consumo aproximado kg/h
tanque 34	9.000	9.000	30	1,80	125
tanque 35	9.000	9.000	30	1,80	125
tanque 36	9.000	9.000	30	1,60	140
tanque 37	9.000	x	x	x	x
tanque 87	14.700	12.000	30	1,3	233
tanque 03	69.500	50.000	10	1,80	238

Fuente: Elaboración propia.

Nota: Los tanques 34, 35, 36, 37 son de iguales dimensiones pero los dos primeros son utilizados para reproceso, por tanto las elevadas temperaturas del vapor provocan que en los serpentines se depositen y quemen proteínas, aislándolos y disminuyendo la transferencia de calor y el consumo de vapor. Además, los datos de frecuencias fueron determinados a partir de entrevistas a distintos operadores.

Tabla 9.22. Consumo de vapor en los procesos del "manifold de tanques 2".

Proceso	diámetro Actual	longitud equivalente	Flujo de vapor kg/h	diámetro recomendado	Velocidad de flujo m/s	Frecuencia de uso
tanque 87	1	20	233	3/4	38	
tanque 03	1	15	238	3/4	38	2 x mes
mezclador jaula	3/4	1	190	3/4	31	3 x sem
mezclador pesa	3/4	1	190	3/4	35	3 x sem
tanque 34	1	10	125	1/2	35	2 x mes
tanque 35	1	12	125	1/2	35	2 x mes
tanque 36	1	14	140	1/2	35	2 x sem
tanque 37 (romana)	1	18	x	x	x	x
tanque residuos	3/4	24	25	1/2	35	1 x sem
Ducto Alimentación	1 1/2	28	573	1 1/4	32	

Fuente: Elaboración propia.

Nota: Los tanques romana no son usados para almacenar aceite, son de uso transitorio por tanto no requieren ser calentados.

Tabla 9.23. Consumo de vapor en los procesos del "manifold tanques 51 y 82".

Proceso	diámetro Actual	longitud equivalente	Flujo de vapor kg/h	diámetro recomendado (in)	Velocidad de flujo m/s	frecuencia
tracado tanque 81	1/2	8	3	x	x	cte
tracado tanque 82	1/2	5	3	x	x	cte
mezclador	3/4	1	190	x		3 x semana
tanque 51	1	2	1550	2	40,1	2 x mes
tanque 81 (soja)	x	x	x	x	x	x
Tanque 82	1 1/2	3	400	1 1/2	35,5	2 x semana
Manifold 82	1 1/2	30	1550	1 1/2	35,5	

Fuente: Elaboración propia.

Nota: El tanque 81 es usado para almacenar aceite de soja por lo cual no requiere ser calentado.

9.4.1. Cálculo de los diámetros recomendados.

Para la determinación de los diámetros recomendados se ha dado uso de la calculadora en línea de Spirax Sarco disponible en la página.

Calculation	Sizing on Velocity	
Target Upstream Velocity	40	m/s
Upstream Pressure	8.62	bar gauge
Mass Flow Rate	1550	kg/h
Equivalent Pipe Length	2	m
Pipe Standard and Schedule	ANSI - Schedule 40	
<div>Calculate</div> <div>Reset</div> <div>Print</div>		
Theoretical Pipe Bore	52.5420	mm
Closest Smaller Available Pipe		
Nominal Bore	2	in
Upstream Velocity	40.0946	m/s
Downstream Pressure	8.59412	bar gauge

Figura 9.1. Dimensionamiento del ducto para el tanque 51.

Fuente: Calculadora en línea de SpiraxSarco

Calculation	Sizing on Velocity	
Target Upstream Velocity	35	m/s
Upstream Pressure	3.4	bar gauge
Mass Flow Rate	400	kg/h
Equivalent Pipe Length	3	m
Pipe Standard and Schedule	ANSI - Schedule 40	
<div>Calculate</div> <div>Reset</div> <div>Print</div>		
Theoretical Pipe Bore	41.2816	mm
Closest Smaller Available Pipe		
Nominal Bore	1 1/2	in
Upstream Velocity	35.5866	m/s
Downstream Pressure	3.37734	bar gauge

9.2. Dimensionamiento del ducto para el tanque 82.

Fuente: Calculadora en línea de SpiraxSarco

Calculation	Sizing on Velocity	
Target Upstream Velocity	40	m/s
Upstream Pressure	8.62	bar gauge
Mass Flow Rate	1550	kg/h
Equivalent Pipe Length	30	m
Pipe Standard and Schedule	ANSI - Schedule 40	
<div>Calculate</div> <div>Reset</div> <div>Print</div>		
Theoretical Pipe Bore	52.5420	mm
Closest Smaller Available Pipe		
Nominal Bore	2	in
Upstream Velocity	40.0946	m/s
Downstream Pressure	8.22462	bar gauge

Figura 9.3 Dimensionamiento para el ducto del manifold tanques 51 y 86.
Fuente: Calculadora en línea de SpiraxSarco

Calculation	Sizing on Velocity	
Target Upstream Velocity	40	m/s
Upstream Pressure	8.62	bar gauge
Mass Flow Rate	235	kg/h
Equivalent Pipe Length	20	m
Pipe Standard and Schedule	ANSI - Schedule 40	
<div>Calculate</div> <div>Reset</div> <div>Print</div>		
Theoretical Pipe Bore	20.4585	mm
Closest Larger Available Pipe		
Nominal Bore	3/4	in
Upstream Velocity	38.1089	m/s
Downstream Pressure	7.82689	bar gauge

9.4. Dimensionamiento del ducto para los tanques 87 y 03.
Fuente: Calculadora en línea de SpiraxSarco

Calculation	Sizing on Velocity	
Target Upstream Velocity	40	m/s
Upstream Pressure	8.62	bar gauge
Mass Flow Rate	190	kg/h
Equivalent Pipe Length	18	m
Pipe Standard and Schedule	ANSI - Schedule 40	
<div>Calculate</div> <div>Reset</div> <div>Print</div>		

Theoretical Pipe Bore	18.3958	mm
Closest Larger Available Pipe		
Nominal Bore	3/4	in
Upstream Velocity	30.8115	m/s
Downstream Pressure	8.14627	bar gauge

9.5. Dimensionamiento del ducto para los mezcladores.
Fuente: Calculadora en línea de SpiraxSarco

Calculation	Sizing on Velocity	
Target Upstream Velocity	40	m/s
Upstream Pressure	8.62	bar gauge
Mass Flow Rate	125	kg/h
Equivalent Pipe Length	18	m
Pipe Standard and Schedule	ANSI - Schedule 40	
<div>Calculate</div> <div>Reset</div> <div>Print</div>		

Theoretical Pipe Bore	14.9209	mm
Closest Larger Available Pipe		
Nominal Bore	1/2	in
Upstream Velocity	35.8541	m/s
Downstream Pressure	7.69521	bar gauge

9.6. Dimensionamiento del ducto para los tanques 34,35, 36, 37 y residuos.
Fuente: Calculadora en línea de SpiraxSarco

Calculation	Sizing on Velocity	
Target Upstream Velocity	40	m/s
Upstream Pressure	8.62	bar gauge
Mass Flow Rate	573	kg/h
Equivalent Pipe Length	25	m
Pipe Standard and Schedule	ANSI - Schedule 40	
<input type="button" value="Calculate"/> <input type="button" value="Reset"/> <input type="button" value="Print"/>		
Theoretical Pipe Bore	31.9461	mm
Closest Larger Available Pipe		
Nominal Bore	1 1/4	in
Upstream Velocity	33.1724	m/s
Downstream Pressure	8.23163	bar gauge

Figura 9.7 Dimensionamiento para el ducto del manifold tanques 2.
Fuente: Calculadora en línea de SpiraxSarco

Calculation	Sizing on Velocity	
Target Upstream Velocity	40	m/s
Upstream Pressure	8.62	bar gauge
Mass Flow Rate	100	kg/h
Equivalent Pipe Length	8	m
Pipe Standard and Schedule	ANSI - Schedule 40	
<input type="button" value="Calculate"/> <input type="button" value="Reset"/> <input type="button" value="Print"/>		
Theoretical Pipe Bore	13.3457	mm
Closest Larger Available Pipe		
Nominal Bore	1/2	in
Upstream Velocity	28.6833	m/s
Downstream Pressure	8.35707	bar gauge

Figura 9.8 Dimensionamiento del ducto para los vacíos de planta betacaroteno.
Fuente: Calculadora en línea de SpiraxSarco

Calculation	Sizing on Velocity	
Target Upstream Velocity	40	m/s
Upstream Pressure	8.62	bar gauge
Mass Flow Rate	200	kg/h
Equivalent Pipe Length	10	m
Pipe Standard and Schedule	ANSI - Schedule 40	
<div>Calculate</div> <div>Reset</div> <div>Print</div>		
Theoretical Pipe Bore	18.8736	mm
Closest Larger Available Pipe		
Nominal Bore	3/4	in
Upstream Velocity	32.4331	m/s
Downstream Pressure	8.33325	bar gauge

9.9. Dimensionamiento del ducto para los tanques 98 y 99.
Fuente: Calculadora en línea de SpiraxSarco

Calculation	Sizing on Velocity	
Target Upstream Velocity	40	m/s
Upstream Pressure	8.62	bar gauge
Mass Flow Rate	325	kg/h
Equivalent Pipe Length	10	m
Pipe Standard and Schedule	ANSI - Schedule 40	
<div>Calculate</div> <div>Reset</div> <div>Print</div>		
Theoretical Pipe Bore	24.0593	mm
Closest Larger Available Pipe		
Nominal Bore	1	in
Upstream Velocity	32.6254	m/s
Downstream Pressure	8.40755	bar gauge

Figura 9.10 Dimensionamiento para el manifold de Betacaroteno y tanques 98 y 99.
Fuente: Calculadora en línea de SpiraxSarco

Calculation	Sizing on Velocity	
Target Upstream Velocity	40	m/s
Upstream Pressure	8.62	bar gauge
Mass Flow Rate	3048	kg/h
Equivalent Pipe Length	35	m
Pipe Standard and Schedule	ANSI - Schedule 40	
<div>Calculate</div> <div>Reset</div> <div>Print</div>		
Theoretical Pipe Bore	73.6798	mm
Closest Larger Available Pipe		
Nominal Bore	3	in
Upstream Velocity	35.7650	m/s
Downstream Pressure	8.39695	bar gauge

Figura 9.11. Dimensionamiento para el ducto del manifold 1 de tanques de refinería 2.
Fuente: Calculadora en línea de SpiraxSarco

9.5. Diagramas unifilares de los proyectos propuestos.

A continuación se presentan los diagramas unifilares de cada proyecto, los mismos son un extracto del levantamiento de la red y las propuestas planteadas.

SIMBOLOGÍA

TUBERÍAS

TUBERÍA	Mezcaldor	MZ
NIVEL 1	Soplado	S
TUBERÍA	Inyección a tuberías de	I
NIVEL 2	agua de procesos	
TUBERÍA	Manifold	M
NIVELES 1 y 2	Trazados	T
por remover	Válvula reductora de presión	VRP
TUBERÍAS	Bloqueo	
VAPOR		
PROPUESTA		

Figura 9.12. Simbología y representación por color de tubería para los diagramas unifilares.

Fuente: Elaboración propia.

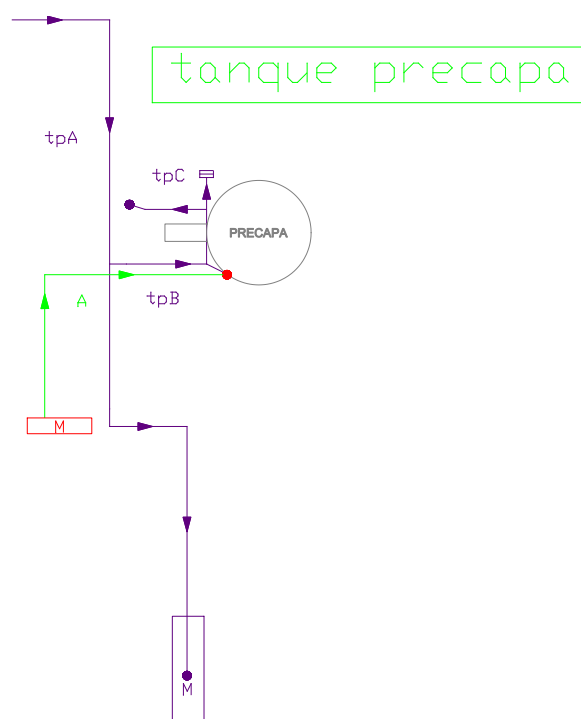


Figura 9.13. Diagrama unifilar del sub proyecto tanque de precapa.
Fuente: Elaboración propia.

Manifold tq verde

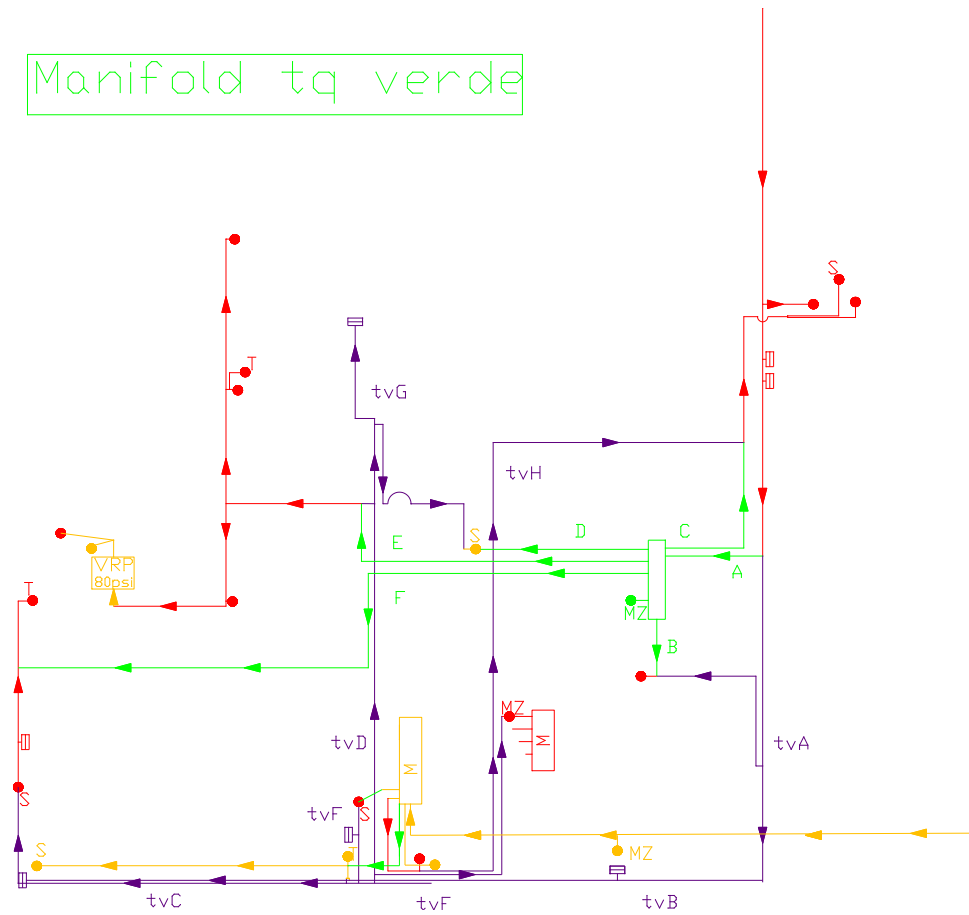


Figura 9.14. Diagrama unifilar del sub proyecto tanque verde.
Fuente: Elaboración propia.

Manifold tachy 1

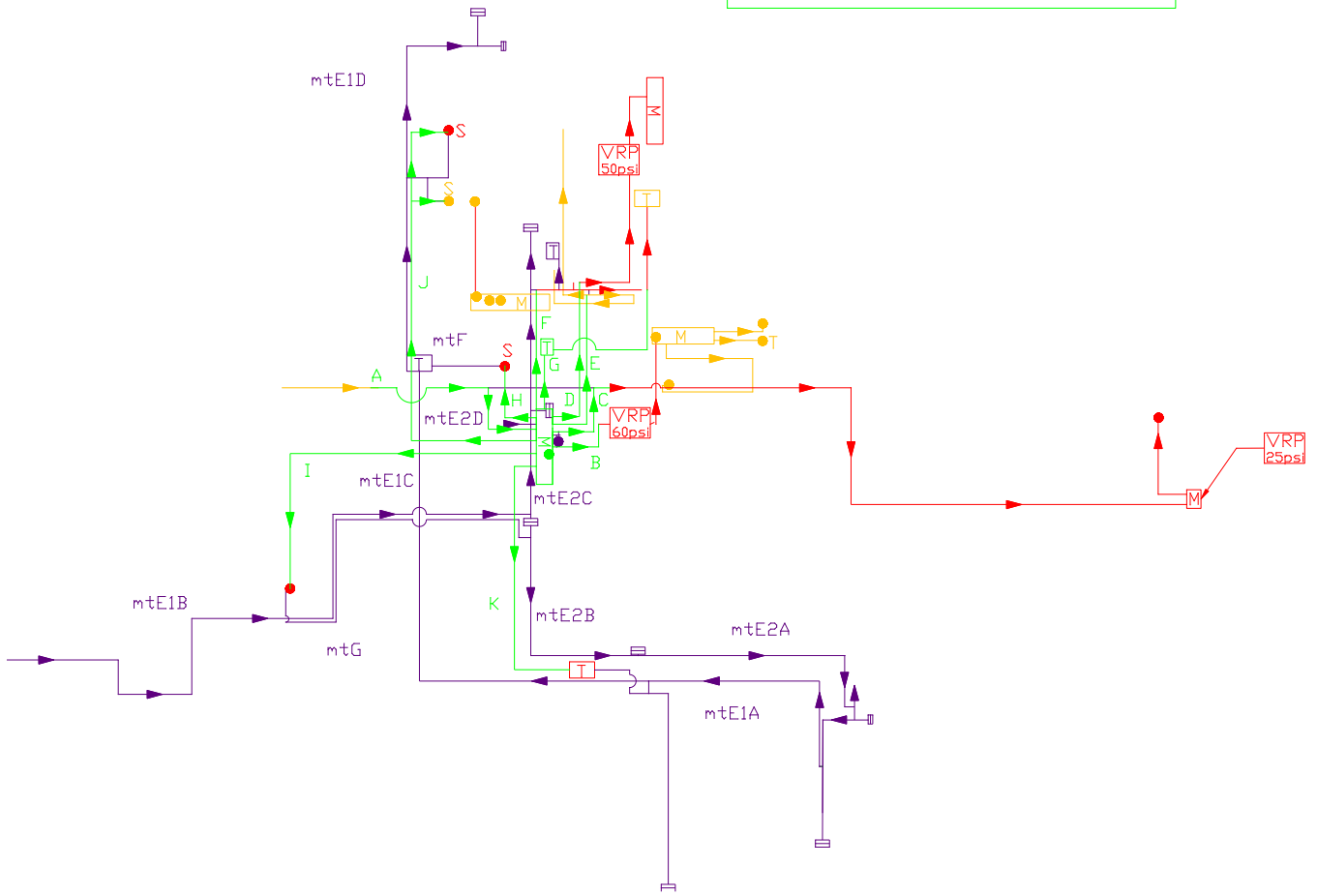


Figura 9.15. Diagrama unifilar del sub proyecto manifold calderillas tachos 1 y 2
Fuente: Elaboración propia.

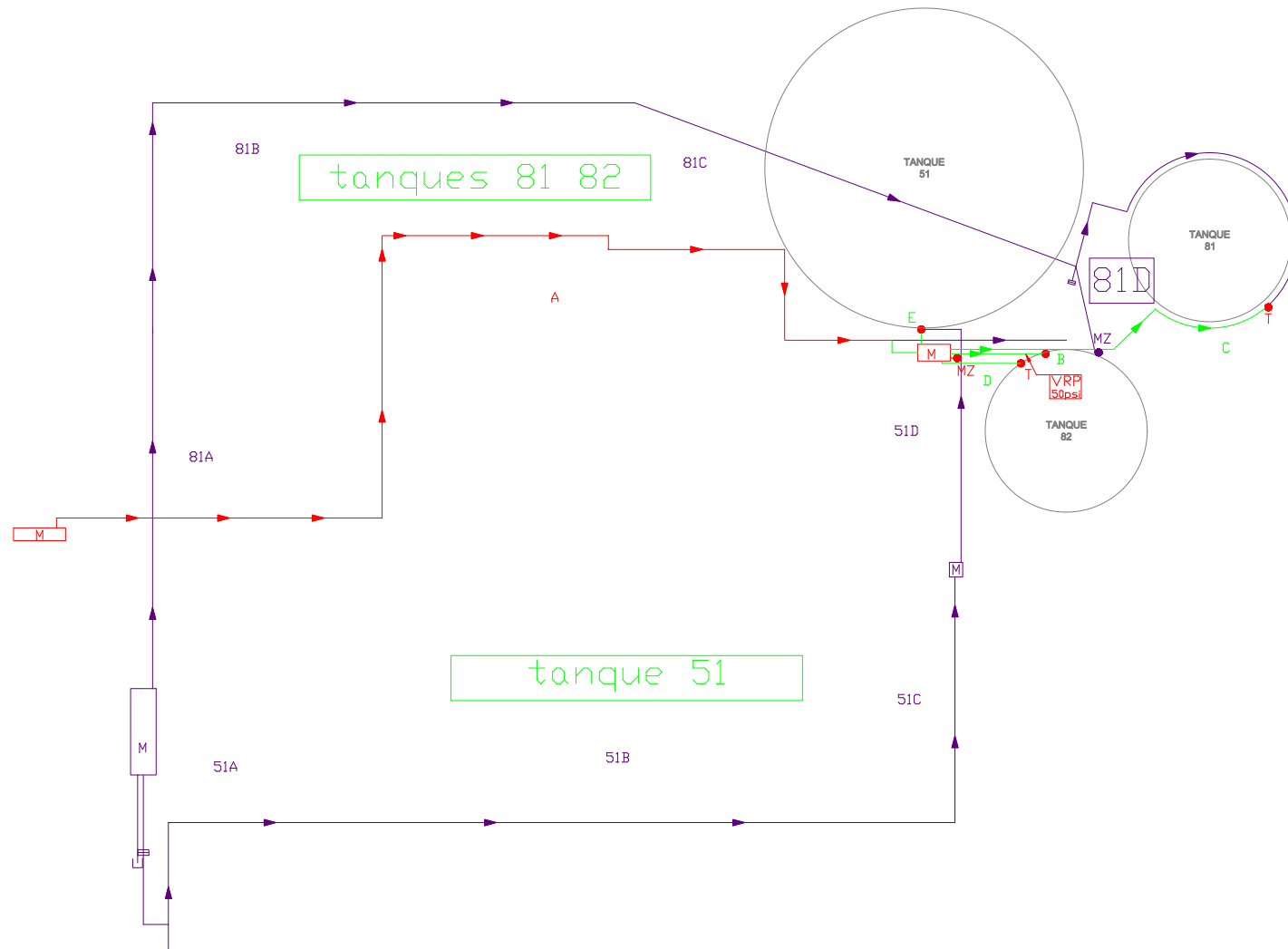


Figura 9.16. Diagrama unifilar de los sub proyectos manifold tanques 81 y 82 y tanque 51.
Fuente: Elaboración propia.

bodega aislamiento

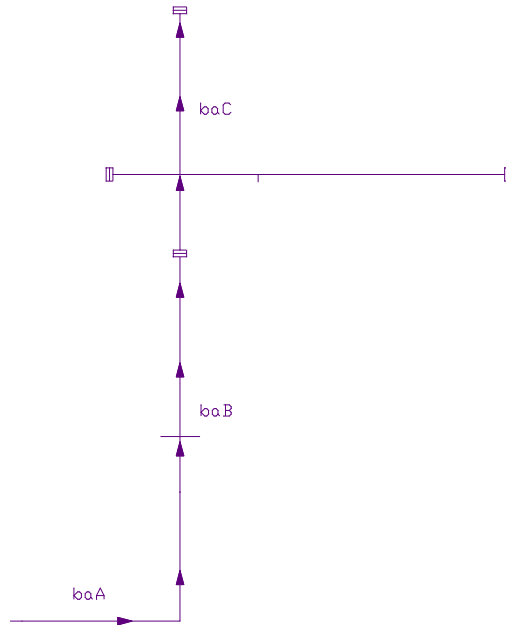


Figura 9.17. Diagrama unifilar del sub proyecto tubería bodega aislamiento de tanques.
Fuente: Elaboración propia.

tracado 41 81

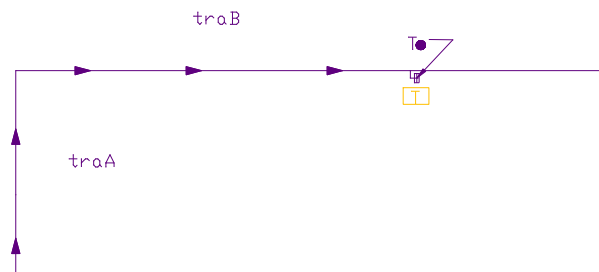


Figura 9.18. Diagrama unifilar del sub proyecto tracados de tanques 41 y 81.
Fuente: Elaboración propia.

CAPÍTULO 10.

10. APÉNDICES.

10.1. Cotizaciones del aislamiento (TUBOCOBRE).

TUBOCOBRE S.A.
ESPECIALIZADA EN CONDUCCION DE FLUIDOS
Teléfo (506) 2290-7655 Fax (506) 2296-4035
Cedula Jurídica: 3-101-044901-15

Para **GRUPO AGROINDUSTRIAL NUMAR S.A.** Fecha 19/06/2013
COSTA RICA Vigencia 5 Días Naturales

Oferta de Venta: 80003

#	Código	Descripción	Cantidad	Precio	Total
1	CA-38	CANUELA DE FIBRA DE VIDRIO DE 11/2(1000°F)	100	COL 4,100.00	COL 410,000.00
2	CA-51	CANUELA DE FIBRA DE VIDRIO DE 2(1000°F)	200	COL 4,150.00	COL 830,000.00
3	CA-75	CANUELA DE FIBRA DE VIDRIO DE 3(1000°F)	200	COL 7,580.00	COL 1,516,000.00

Sub_Total COL 2,756,000.00

Condiciones de pago: CXC A 30 DIAS
entrega inmediata Sr. Manuel Flores sol 13-0075615

Descuento: 5.00 %	COL 137,800.00
Total tras descuento	COL 2,618,200.00
Impuesto	COL 340,366.00
Total	COL 2,958,566.00

Figura 10.1. Cotización de aislamiento de fibra de vidrio de TUBOCOBRE.
Fuente: Cotización TUBOCOBRE-NUMAR 19/06/2013.

H R SIVA. S.A.

Pag. 1

TELEFONO 2257-9666
FAX 2222-9738
SOLICITUD 13-0076815

Fuente: Cotización HR SIVA.SA.-NUMAR 20/06/2013.

10.3. Tabla de propiedades del vapor.

Propiedades del Vapor Saturado

(Tomadas de "Propiedades Termodinámicas del Vapor", por Keenan y Keyes, con permiso de John Wiley & Sons, Inc.)

Columna 1 Presión Manométrica (bar)	Columna 2 Presión Absoluta (bar)	Columna 3 Temperatura del Vapor (°C)	Columna 4 Calor del Líquido Saturado (kJ/kg)	Columna 5 Calor Latente (kJ/kg)	Columna 6 Calor Total del Vapor (kJ/kg)	Columna 7 Volumen Específico del Líquido Saturado (m³/kg)	Columna 8 Volumen Específico del Vapor Saturado (m³/kg)
-1.008	0.0081	0.01	0.01	2501.3	2501.4	0.001 000	208.14
-0.99	0.02	17.50	73.48	2480.0	2533.5	0.001 001	67.00
-0.96	0.05	32.88	137.82	2423.7	2561.5	0.001 005	28.19
-0.91	0.10	45.81	191.83	2392.8	2584.7	0.001 010	14.67
-0.76	0.25	64.97	271.93	2346.3	2618.2	0.001 020	6.204
-0.51	0.50	81.33	340.49	2305.4	2645.9	0.001 030	3.240
-0.26	0.75	91.78	384.39	2278.6	2663.0	0.001 037	2.217
-0.01	1.00	99.63	417.46	2258.0	2675.5	0.001 043	1.6940
0.24	1.25	105.99	444.32	2241.0	2685.4	0.001 048	1.3749
0.49	1.50	111.37	467.11	2226.5	2693.6	0.001 053	1.1593
0.74	1.75	116.08	486.99	2213.6	2700.6	0.001 057	1.0036
0.99	2.00	120.23	504.70	2201.9	2706.7	0.001 061	0.8857
1.24	2.25	124.00	520.72	2191.3	2712.1	0.001 064	0.7933
1.49	2.50	127.44	535.37	2181.5	2716.9	0.001 067	0.7187
1.74	2.75	130.60	548.89	2172.4	2721.3	0.001 070	0.6573
1.99	3.00	133.55	561.47	2163.8	2725.3	0.001 073	0.6058
2.24	3.25	136.30	573.25	2155.8	2729.0	0.001 076	0.5620
2.49	3.50	138.88	584.33	2148.1	2732.4	0.001 079	0.5243
2.74	3.75	141.32	594.81	2140.8	2735.6	0.001 081	0.4914
3.0	4.0	143.63	604.74	2133.8	2738.6	0.001 084	0.4625
3.5	4.5	147.93	623.25	2120.7	2743.9	0.001 088	0.4140
4.0	5.0	151.86	640.23	2108.5	2748.7	0.001 093	0.3749
4.5	5.5	155.48	655.93	2097.0	2753.0	0.001 097	0.3427
5.0	6.0	158.85	670.56	2086.3	2756.8	0.001 101	0.3157
6.0	7.0	164.97	697.22	2066.3	2763.5	0.001 108	0.2729
7.0	8.0	170.43	721.11	2048.0	2769.1	0.001 115	0.2404
8.0	9.0	175.38	742.83	2031.1	2773.9	0.001 121	0.2150
9.0	10.0	179.91	762.81	2015.3	2778.1	0.001 127	0.194 44
10.0	11.0	184.09	781.34	2000.4	2781.7	0.001 133	0.177 53
11.0	12.0	187.99	798.65	1986.2	2784.8	0.001 139	0.163 33
12.0	13.0	191.64	814.93	1972.7	2787.6	0.001 144	0.151 25
13.0	14.0	195.07	830.30	1959.7	2790.0	0.001 149	0.140 84
14.0	15.0	198.32	844.89	1947.3	2792.2	0.001 154	0.131 77
16.5	17.5	205.76	878.50	1917.9	2796.4	0.001 166	0.113 49
19.0	20.0	212.42	908.79	1890.7	2799.5	0.001 177	0.099 63
21.5	22.5	218.45	936.49	1865.2	2801.7	0.001 187	0.088 75
24	25	223.99	962.11	1841.0	2803.1	0.001 197	0.079 98
29	30	233.90	1008.42	1795.7	2804.2	0.001 217	0.066 68
34	35	242.60	1049.75	1753.7	2803.4	0.001 235	0.057 070
39	40	250.40	1087.31	1714.1	2801.4	0.001 252	0.049 780
49	50	263.99	1154.23	1640.1	2794.3	0.001 286	0.039 440
59	60	275.64	1213.35	1571.0	2784.3	0.001 319	0.032 440
69	70	285.88	1267.00	1505.1	2772.1	0.001 351	0.027 370
79	80	295.06	1316.64	1441.3	2758.0	0.001 384	0.023 520
89	90	303.40	1363.26	1378.9	2742.1	0.001 418	0.020 480
99	100	311.06	1407.56	1317.1	2724.7	0.001 452	0.018 026
119	120	324.75	1491.3	1193.6	2684.9	0.001 527	0.014 26
139	140	336.75	1571.1	1066.5	2637.6	0.001 611	0.011 485
159	160	347.44	1650.1	930.6	2580.6	0.001 711	0.009 306
179	180	357.06	1732.0	777.1	2509.1	0.001 840	0.007 489
199	200	365.81	1826.3	583.4	2409.7	0.002 036	0.005 634
219.9	220.9	374.14	2099.3	0.0	2099.3	0.003 155	0.003 155

Figura 10.3. Propiedades del vapor saturado.

Fuente: Guía para la Conservación de Vapor en el Drenado de Condensados, 1998, Armstrong International, Inc.

10.4. Condensación en tuberías aisladas (kg/m*hr).

Tabla 17.1 Condensación en Tuberías Aisladas que Llevan Vapor Saturado en Aire sin Mover a 21°C (Se supone una eficiencia térmica del 75%)

Tamaño de Tubo (in)	Presión, bar(g)								
	1	2	4	8	12	16	32	40	60
	Kilos de Condensado por Hora por Metro								
0.5	0.04	0.05	0.07	0.09	0.10	0.12	0.17	0.19	0.25
0.75	0.05	0.06	0.08	0.11	0.13	0.14	0.21	0.23	0.30
1	0.06	0.08	0.10	0.13	0.15	0.18	0.25	0.29	0.37
1.25	0.08	0.09	0.12	0.16	0.19	0.22	0.31	0.35	0.45
1.5	0.09	0.11	0.13	0.18	0.21	0.24	0.35	0.40	0.51
2	0.11	0.13	0.16	0.22	0.26	0.30	0.43	0.48	0.63
2.5	0.13	0.15	0.19	0.26	0.31	0.35	0.50	0.57	0.75
3	0.15	0.18	0.23	0.30	0.37	0.42	0.60	0.69	0.89
3.5	0.17	0.20	0.26	0.34	0.41	0.47	0.68	0.78	1.01
4	0.19	0.23	0.29	0.38	0.46	0.52	0.76	0.86	1.12
5	0.23	0.27	0.35	0.46	0.56	0.64	0.92	1.05	1.36
6	0.27	0.32	0.41	0.54	0.65	0.75	1.08	1.23	1.60
8	0.34	0.41	0.52	0.69	0.83	0.95	1.38	1.57	2.05
10	0.41	0.50	0.63	0.84	1.02	1.16	1.69	1.93	2.51
12	0.48	0.58	0.74	0.98	1.19	1.36	1.98	2.26	2.95
14	0.52	0.63	0.81	1.07	1.30	1.48	2.16	2.46	3.22
16	0.59	0.72	0.91	1.21	1.47	1.68	2.44	2.79	3.65
18	0.66	0.80	1.02	1.35	1.64	1.87	2.73	3.12	4.08
20	0.72	0.88	1.12	1.49	1.80	2.07	3.01	3.44	4.50
24	1.04	1.25	1.59	2.10	2.52	2.88	4.14	4.72	6.12

Con base en el programa "3Eplus", versión 2.11, de la Asociación de Fabricantes de Aislamiento en Norteamérica (NAIMS), siguiendo el método descrito en ASTM C680

Figura 10.4. Condensación en tuberías aisladas.

Fuente: Guía para la Conservación de Vapor en el Drenado de Condensados, 1998, Armstrong International, Inc.

10.5. Condensación en tuberías sin aislar (W/m).

Tabla 7 Emisiones de calor en las tuberías

Diferencia de temperatura entre vapor y aire °C	Tamaño do tubería									
	15 mm	20 mm	25 mm	32 mm	40 mm	50 mm	65 mm	80 mm	100 mm	150 mm
	W/m									
56	54	65	79	103	108	132	155	188	233	324
67	68	82	100	122	136	168	198	236	296	410
78	83	100	122	149	166	203	241	298	360	500
89	99	120	146	179	205	246	289	346	434	601
100	116	140	169	208	234	285	337	400	501	696
111	134	164	198	241	271	334	392	469	598	816
125	159	191	233	285	285	394	464	555	698	969
139	184	224	272	333	333	458	540	622	815	1 133
153	210	255	312	382	382	528	623	747	939	1 305
167	241	292	357	437	437	602	713	838	1 093	1 492
180	274	329	408	494	494	676	808	959	1 190	1 660
194	309	372	461	566	566	758	909	1 080	1 303	1 852

Nota: Emisión de calor en tuberías horizontales sin protección con temperatura ambiente entre 10°C y 21°C y aire en calma.

Figura 10.5. Condensación en tuberías de vapor sin aislamiento según diámetro y diferencial de temperatura.

Fuente: Guía de referencia técnica para distribución de vapor (spiraxsarco)

10.6. Características físicas de las tuberías (Factor de Superficie $\frac{m^2}{m}$)

Tabla 17-3. Peso de Tubería por Metro, en Kilos

Tamaño de Tubo, in	Diámetro Exterior, mm	Superficie m^2 / m	Peso de Tubería, kg/m		
			Cédula 40	Cédula 80	Cédula 160
1	33.4	0.105	2.51	3.23	4.24
1.25	42.2	0.132	3.38	4.46	5.59
1.5	48.3	0.152	4.05	5.40	7.23
2	60.3	0.190	5.43	7.47	11.08
2.5	73.0	0.229	8.61	11.40	14.89
3	88.9	0.279	11.26	15.25	21.31
3.5	101.6	0.319	13.55	18.61	—
4	114.3	0.359	16.05	22.29	33.63
5	141.3	0.444	21.75	30.92	49.04
6	168.3	0.529	28.23	42.51	67.4
8	219.1	0.688	42.48	64.56	111.1
10	273.1	0.858	60.23	81.45	173
12	323.9	1.017	79.8	131.8	240
14	355.6	1.117	94	159	283
16	406.4	1.277	123	204	365
18	457.2	1.436	156	254	460
20	508.0	1.596	183	311	564
24	609.6	1.915	254	442	806

Figura 10.6. Características físicas de tuberías (factor de superficie)

Fuente: Guía para la Conservación de Vapor en el Drenado de Condensados, 1998, Armstrong International, Inc.

10.7. Conductividad térmica para algunos materiales.

Tabla de Conductividad Térmica (λ)

Material	W/m.K
Acero	47-58
Agua	0,58
Aire	0,02
Alcohol	0,16
Alpaca	29,1
Aluminio	209,3
Amianto	0,04
Bronce	116-186
Cinc	106-140
Cobre	372,1-385,2
Corcho	0,04-0,30
Estaño	64,0
Fibra de Vidrio	0,03-0,07
Glicerina	0,29
Hierro	1,7
Ladrillo	0,80
Ladrillo Refractario	0,47-1,05
Latón	81-116
Litio	301,2
Madera	0,13
Mercurio	83,7
Mica	0,35
Níquel	52,3
Oro	308,2
Parafina	0,21
Plata	406,1-418,7
Plomo	35,0
Vidrio	0,6-1,0

Figura 10.7. Tabla de conductividad térmica para algunos materiales comunes.

Fuente: (Netto, 2014)

10.8. Factor de transferencia de calor ($\text{kJ/hr} \cdot ^\circ\text{C} \cdot \text{m}^2$).

Gráfica 21-1. Curvas para Pérdidas de Calor

Unidades de calor perdidas por unidad de área en tubos sin aislamiento de varios diámetros (y para superficies planas) en aire sin mover a 23.9°C para varias diferencias de presión o temperatura del vapor saturado.

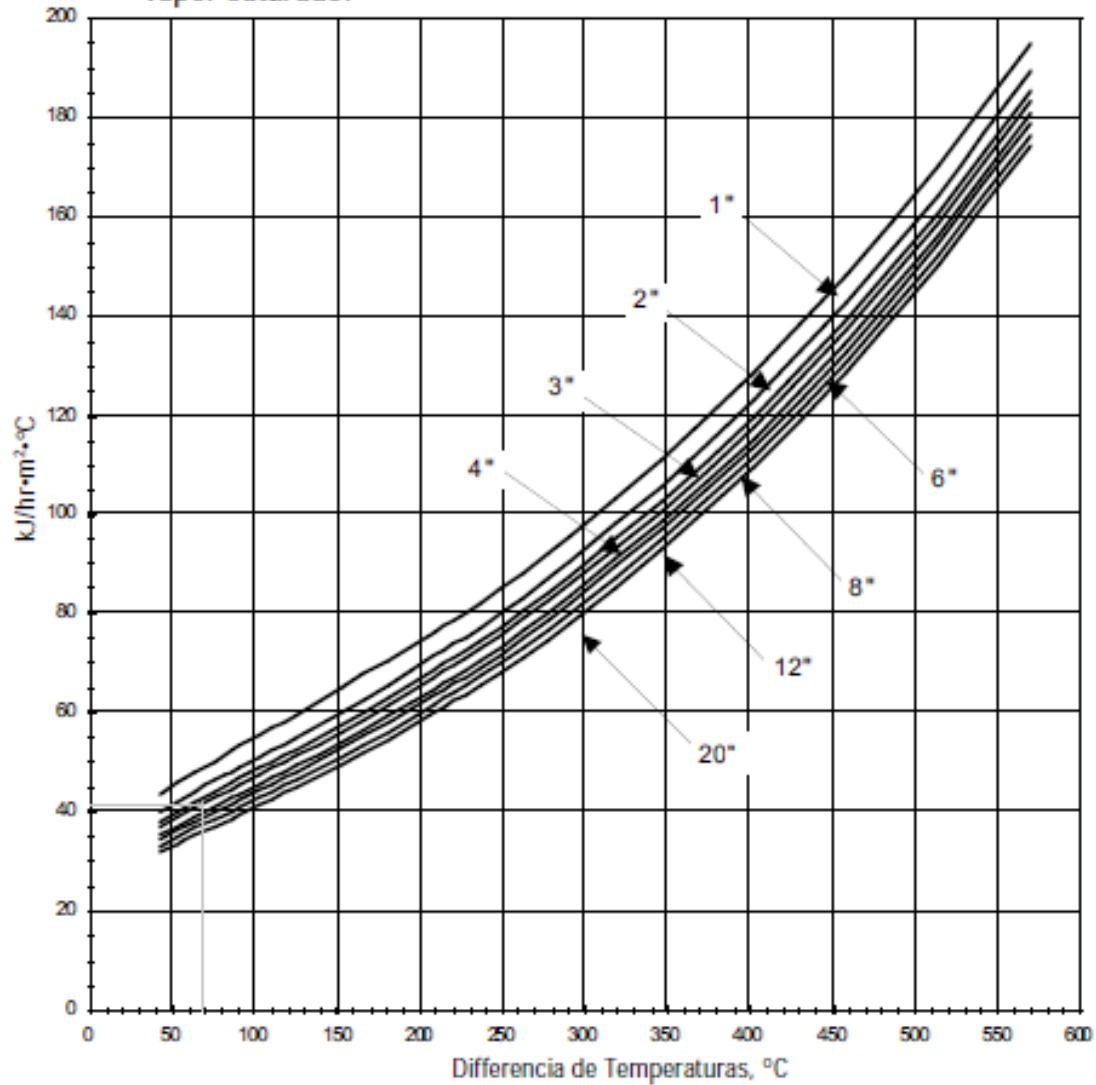


Figura 10.8. Curvas para pérdidas de calor.

Fuente: Guía para la Conservación de Vapor en el Drenado de Condensados, 1998, Armstrong International, Inc.

10.9. Características físicas de las tuberías (Diámetro y Espesor)

DIMENSIONES Y PESOS NOMINALES:

DESIGNACIÓN	Diámetro Exterior (mm)	Espesor SCH-40 (mm)	Peso SCH-40 Kg/m
1/8"	10.3	1.73	0.370
1/4"	13.7	2.24	0.630
3/8"	17.1	2.31	0.840
1/2"	21.3	2.77	1.270
3/4"	26.7	2.87	1.690
1"	33.4	3.38	2.500
1 1/4"	42.2	3.56	3.390
1 1/2"	48.3	3.68	4.050
2"	60.3	3.91	5.440
2 1/2"	73.0	5.16	8.630
3"	88.9	5.49	11.290
3 1/2"	101.6	5.74	13.570
4"	114.3	6.02	16.070
5"	141.3	6.55	21.770
6"	168.3	7.11	28.260

Figura 10.9. Características físicas de tuberías (Diámetro y espesor)

Fuente: Hoja técnica para tubería ASTM A53, Disponible en la página www.AcerosArequipa.com.

10.10. Propiedades físicas del aire a presión atmosférica.

PROPIEDADES FÍSICAS DEL AIRE Tabla 2
a presión atmosférica

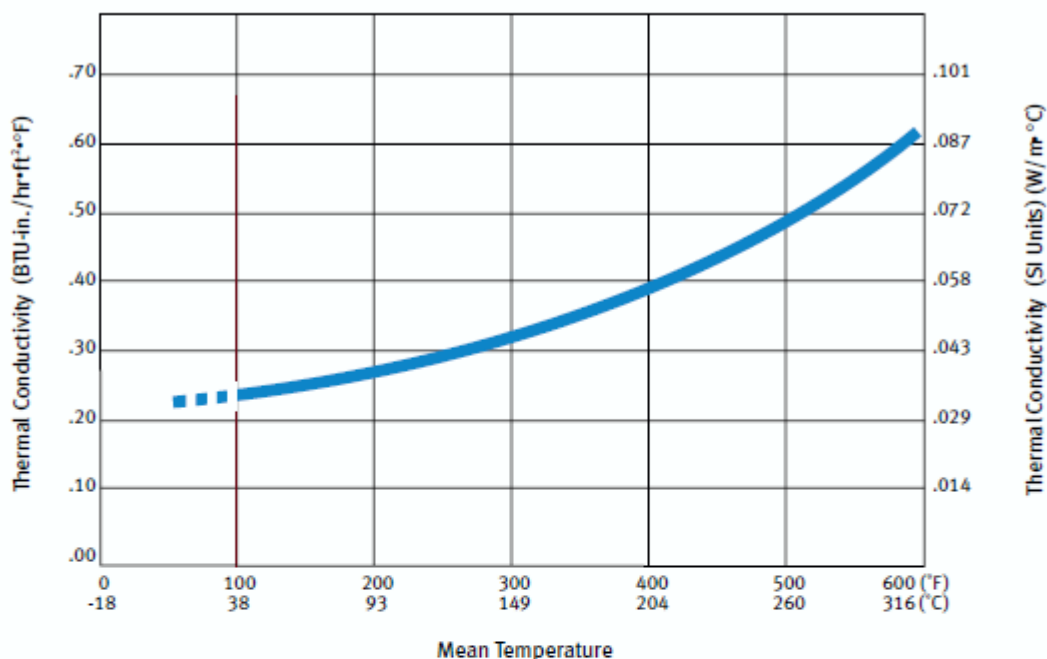
<i>Temperatura</i>	<i>Densidad</i>	<i>Viscosidad dinámica</i>	<i>Viscosidad cinemática</i>	<i>Velocidad del sonido</i>
ρ	μ	ν	c	
$^{\circ}\text{C}$	kg/m^3	$\text{N.s/m}^2 \cdot 10^{-5}$	$\text{m}^2/\text{s} \cdot 10^{-5}$	m/s
-30	1,452	1,56	1,08	312
-20	1,394	1,61	1,16	319
-10	1,342	1,67	1,24	325
0	1,292	1,72	1,33	331
10	1,247	1,76	1,42	337
20	1,204	1,81	1,51	343
30	1,164	1,86	1,60	349
40	1,127	1,91	1,69	355
50	1,092	1,95	1,79	360
60	1,060	2,00	1,89	366
70	1,030	2,05	1,99	371
80	1,000	2,09	2,09	377
90	0,973	2,13	2,19	382
100	0,946	2,17	2,30	387
200	0,746	2,57	3,45	436
300	0,616	2,93	4,75	480

Figura 10.10. Propiedades físicas del aire a presión atmosférica.

Fuente: (frba.utn.edu, 2010).

10.11. Propiedades físicas del aire a presión atmosférica.

THERMAL EFFICIENCY (ASTM C 335) *



Mean Temperature	k	k (SI)
75°F (24°C)	.23	.033
100°F (38°C)	.24	.035
200°F (93°C)	.28	.040
300°F (149°C)	.34	.049
400°F (204°C)	.42	.061
500°F (260°C)	.51	.074
600°F (316°C)	.62	.089

*** Hot Performance.** Knauf 1000° Pipe Insulation offers the best thermal performance of any standard fiber glass pipe insulation. Even at high mean temperatures, it offers a more economical insulating solution than mineral wool and provides several performance advantages.

Figura 10.11. Conductividad del aislamiento según temperatura media.

Fuente: Ficha técnica de aislamiento knauf, cotización TUBOCOBRE.